

TRABAJO DE FIN DE GRADO. GRADO EN INGENIERÍA DE  
TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES



VALORACIÓN TERMO-ECONÓMICA Y DISEÑO  
TÉRMICO DE CALDERAS SUPERCRÍTICAS DE CARBÓN  
PULVERIZADO EN PLANTAS TÉRMICAS CON CAPTURA  
DE CO<sub>2</sub>

AUTORA: Marta Ferreiro Torres

TUTOR: Javier Villa Briongos

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA TÉRMICA Y DE FLUIDOS

Leganés, Septiembre de 2016.

### Agradecimientos:

A mis padres, por su apoyo y paciencia. A mi tutor Javier por su inestimable ayuda y comprensión.

# ÍNDICE

---

1. Resumen.....	Pág. 1
2. Abstract.....	Pág.1
3. Introducción.....	Pág.2
3.1 Estado del Arte.....	Pág.2
4. Caldera.....	Pág.5
4.1 Transferencia de calor.....	Pág.6
4.2 Partes de la caldera.....	Pág.7
5. Planteamiento del problema y alcance.....	Pág.8
6. Diseño de la planta.....	Pág.9
6.1 Combustible.....	Pág.10
6.1.1 Captura del CO <sub>2</sub> .....	Pág.11
6.1.2 Oxidación.....	Pág.12
6.1.3 Almacenamiento del CO <sub>2</sub> .....	Pág.14
6.1.4 Composición del combustible.....	Pág.14
6.1.5 Abastecimiento del carbón.....	Pág.15
6.1.6 Combustión.....	Pág.15
6.2 Materiales.....	Pág.18
6.3 Parámetros y diseño térmico .....	Pág.22
6.3.1 Diagrama T-s .....	Pág.22
6.3.2 Ciclo de potencia.....	Pág.25
6.3.3 Diseño caldera.....	Pág.27
-Procesos que tienen lugar en el ciclo.....	Pág.29
-Dimensionamiento.....	Pág.36
6.3.4 Conclusiones.....	Pág.48
7. Estudio económico.....	Pág.48
7.1 Marco regulador.....	Pág.48
7.2 Presupuesto.....	Pág.49
7.3 Alternativas.....	Pág.51
8. Conclusiones.....	Pág.52
- Otros factores a tener en cuenta.....	Pág.52
9. Bibliografía y referencias.....	Pág.54
10. Anexo.....	Pág.56
10.1 Otros sistemas de captura del CO <sub>2</sub> .....	Pág.56
10.2 Aspectos de seguridad y otras partes de la central.....	Pág.57
10.3 Resultados de Leckner.....	Pág.59
10.4 Lista de figura.....	Pág.60
10.5 Lista de tablas.....	Pág.61
10.6 Diagrama.....	Pág.62

# 1. RESUMEN

---

En este proyecto se presenta un diseño de central supercrítica de carbón pulverizado con captura del CO<sub>2</sub> mediante la adaptación de una planta subcrítica existente. Es decir, realizar una comparación entre ambas tecnologías para una misma planta.

Se trabaja principalmente en el dimensionamiento del hogar y en estudiar cómo tiene lugar la transferencia de calor en supercrítico.

Uno de los objetivos es conseguir un consumo más eficiente y menos contaminante de los combustibles de origen fósil, orientado hacia un futuro en el que éstos no estarán tan disponibles como hoy en día.

Se redactará un presupuesto de esta adaptación, centrado en la adquisición de los materiales necesarios, la implantación de un sistema de captura del CO<sub>2</sub> y el abastecimiento del combustible.

El hecho de que se busque la limpieza y la preservación del medio ambiente se traducirá en una importante pérdida en el rendimiento de la central.

# 2. ABSTRACT

---

The objective of this project is achieving a model of a supercritical cycle electric power plant, which works with pulverized coal and a CO<sub>2</sub> capture system, based on an existent subcritical central. There will be a comparison between both technologies.

Calculating the measurements of the furnace and studying heat transfer will be the main tasks.

We are looking for an efficient consumption of fossil fuel because in a few years fuels will be even less available than nowadays.

The aim is to draft a budget of this adaptation, focused on the purchase of materials needed, the implementation of a CO<sub>2</sub> capture system and fuel supply.

The pursuit of a clean and preserved environment will lead us to a loss of efficiency of the power plant.

## 3. INTRODUCCIÓN

---

En el campo de la generación eléctrica, a pesar de que el mundo avanza hacia un futuro de fuentes renovables y limpias, no es posible eliminar al 100% la producción tradicional, al menos por el momento, así que es muy conveniente mejorar la tecnología existente para minimizar su impacto ambiental y producir energía de la forma más eficiente posible.

Las centrales supercríticas funcionan a temperaturas y presiones por encima del punto crítico del agua, por lo que no se diferencia entre fase líquida y vapor; aumentando así la eficiencia del ciclo, en torno a un 45-48% frente al 35% de las centrales térmicas tradicionales [1].

Este tipo de centrales requieren menos cantidad de carbón que las convencionales para producir la misma cantidad de energía, con la consiguiente reducción de impacto ambiental en cuanto a combustible se refiere.

En estas instalaciones, a pesar de su complejidad, el tiempo de respuesta ante cambios repentinos en la carga es mucho menor. Además, son más compactas que las tradicionales aunque también acostumbran a ser de gran tamaño.

En cuanto a los países desarrollados, se espera que las tecnologías basadas en combustibles fósiles se vean desplazadas frente a energías renovables debido a las políticas de reducción de emisiones. En cambio, en los países emergentes prima el crecimiento energético y eso se traduce en un más que posible aumento del uso de combustibles de origen fósil.

### 3.1 ESTADO DEL ARTE

Actualmente, a la hora de construir centrales térmicas de carbón se suele optar por las supercríticas frente a las de tecnología subcrítica. En Europa (principalmente Alemania) y Estados Unidos se pueden encontrar centrales de estas características, pero también se está implantando en países menos avanzados como la India para mejorar el suministro energético [2].

En los últimos años, los avances en este campo han sido muy relevantes a la hora de diseñar los equipos que intervienen, como la utilización de paredes más delgadas en las calderas de manera que el tiempo de arranque se minimice o el diseño de turbinas compatibles con esta tecnología.

La eficiencia también se puede mejorar si se utilizan carbones de calidad, con alto poder calorífico, también controlando el coeficiente de transferencia de calor con el aire y aprovechando mejor el calor producido (recuperándolo).

De igual forma, también es posible la adaptación de algunas centrales convencionales a la tecnología supercrítica así como a la gasificación del carbón.

Con los materiales habitualmente utilizados se puede trabajar con vapor a una temperatura aproximada de 600°C y una presión en torno a los 300 bar. Para un mayor rendimiento de la planta se podrían subir esos valores hasta los 700°C y los 700 bar (ciclo ultrasupercrítico).

La tecnología de las calderas supercríticas de un solo paso se basa en dos diseños diferentes, las de tipo Sulzer y las de tipo Benson, aunque son muy similares entre sí. Ambas pueden presentar tubos en vertical o en espirales en el evaporador.

Además de para calderas de carbón pulverizado (que son las elegidas para este proyecto), se ha implementado también en tecnologías de lecho fluido. En este tipo de calderas además de carbón se pueden usar otros combustibles como por ejemplo la biomasa. El lecho se construye con el combustible despedazado sin que llegue nunca a fundirse (lo que limita las temperaturas de trabajo). Para la combustión se bombea aire hacia arriba de manera que se forman remolinos que mezclan el gas con el combustible.

### *- PROS Y CONTRAS*

Como ya se explicará más adelante la opción de tecnología supercrítica con proceso de oxidación para el secuestro de CO<sub>2</sub> está considerada como la mejor opción pues presenta las siguientes ventajas:

Además del ya conocido aumento en la eficiencia, este sistema tiene unos gastos comparables a la tecnología subcrítica, ya que si bien los costes en materiales son más altos, se reducen significativamente los gastos en combustible, limpieza y depuración de gases de escape.

Además esta reducción en el consumo de combustible lleva asociada una reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> de entorno al 12% frente a la tecnología tradicional [3].

Por otro lado, se ve incrementada la tasa de generación eléctrica y se reduce el consumo de otros servicios auxiliares.

Las ventajas que presenta la tecnología subcrítica con respecto a la supercrítica se deben principalmente a la experiencia adquirida en los muchos años que se lleva utilizando, así como en su complejidad inferior y en los materiales necesarios, que son menos costosos.

Pero, por otro lado, los costes de limpieza de gases y cenizas hacen que estos dos procesos sean comparables económicamente.

### - COMPARATIVA

Desde el punto de vista económico, esta tecnología resulta costosa a nivel de inversión inicial y con un rendimiento bajo, aunque, entre las energías de combustibles fósiles, es la que más ventajas medioambientales presenta.

En la **Tabla 1** se comparan las principales fuentes de energía en cuanto a costes, potencia y vida útil para una instalación en función de la tecnología (los datos son orientativos) [4].

	Nuclear	Solar FV	Eólica	Carbón (tradicional)	Carbón (supercrítica)	Ciclo Combinado
Potencia (MW)	1400	1	45	480	750	480
Costes inversión(\$/kW)	4100	6000	2300	2100	4000	1000
Otros costes (\$/MWh)	25	30	22	30	45	76
Rendimiento aproximado	33%	12%	44%	35%	44%	56%
Vida útil (años)	60	25	25	40	40	30

**Tabla 1.** Comparación de tecnologías de generación eléctrica

Se pueden observar las ventajas de la tecnología supercrítica sobre la subcrítica, además se puede comprobar que en muchos aspectos es superior a otras, como por ejemplo en rendimiento, que solo es superada por el ciclo combinado, pero a éste lo supera en potencia.

Por otro lado, ha de tenerse en cuenta que, en cuanto a combustibles fósiles, la demanda de gas natural está previsto que aumentará exponencialmente en los próximos años y las reservas tanto de este recurso como del petróleo, cuyo consumo no parece reducirse, no se pueden asegurar a la larga. En cuanto al carbón sus reservas están aseguradas para los próximos siglos y, al menos actualmente, su precio sufre menos fluctuaciones que el de los dos recursos anteriormente citados.

## 4. CALDERA

Una de las fases principales del proyecto es la dimensionalización de la caldera, pero antes será necesario profundizar en las características de una caldera supercrítica y en cómo tiene lugar la transferencia de calor en la misma.

Existen dos modelos de caldera según la distribución interna de los tubos, *two-pass* (de dos pasos) y *tower type* (de tipo torre) [32].

La diferencia principal reside en que en *two-pass* el flujo de calor cambia de dirección ya que calentador y sobrecalentador están dispuestos en orientaciones distintas. En *tower-type*, sin embargo, las superficies de intercambio de calor están todas dispuestas en horizontal, de manera que el flujo de calor sigue una misma dirección durante todo el proceso de transferencia de calor. Como se puede observar en la Figura 1, también difieren en las dimensiones.

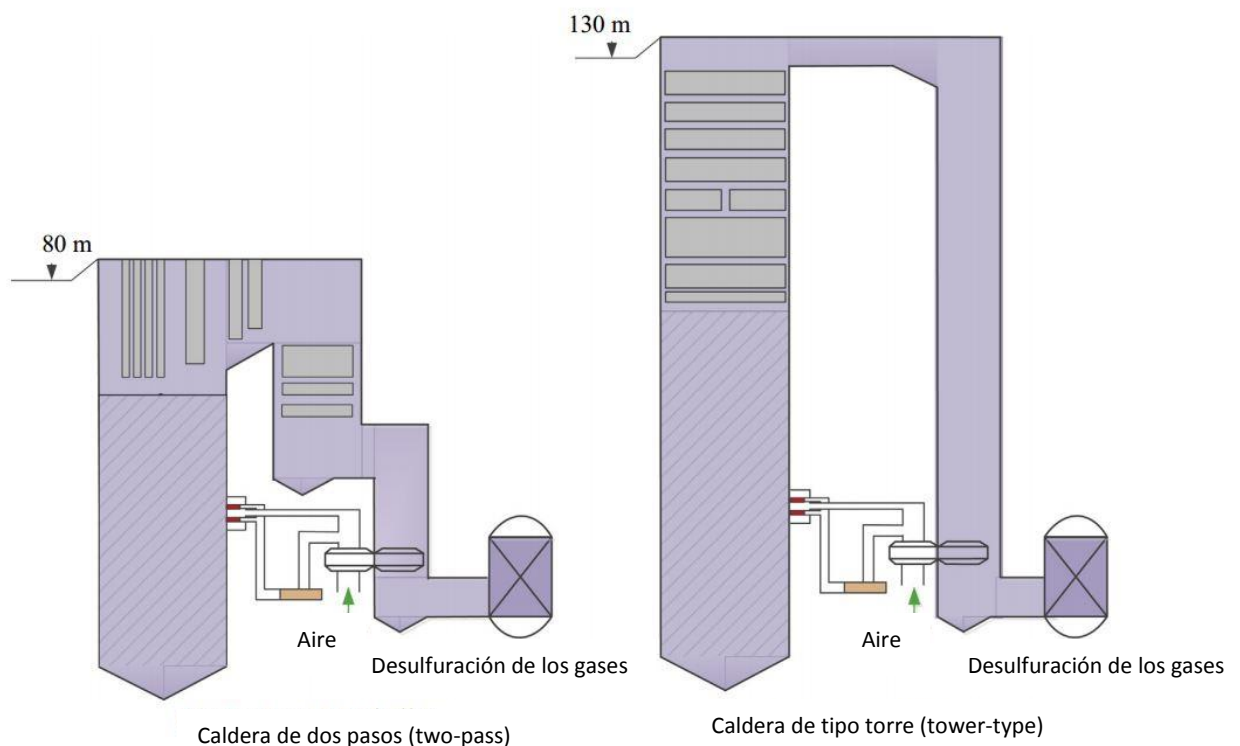


Figura 1. Adaptada de [30]

Para el caso de este proyecto, se optará por una disposición en dos pasos (*two-pass*), por ser más compacta. También, como se verá en el apartado correspondiente, se considerará una disposición de los tubos simplificada, de forma que cubran las paredes del hogar, como se explica en la Figura 2.



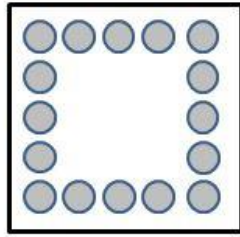


Figura 2. Disposición simplificada de los tubos.

#### 4.1 TRANSFERENCIA DE CALOR [30]

Es necesario considerar que las propiedades termofísicas del agua a presiones supercríticas, que eran consideradas constantes en régimen subcrítico, dejan de serlo; como el calor específico, la viscosidad, la conductividad térmica o la densidad. Además de eso, éstas varían muy significativamente en rangos pequeños de temperatura.

La transferencia de calor mejora para grandes flujos másicos (de en torno a 1200 kg/m<sup>2</sup>.s) y también disminuye la temperatura de las paredes de los tubos.

- *Deterioro de la transferencia de calor:*

A presiones supercríticas aumenta el coeficiente de transferencia de calor según aumenta el flujo de calor entre tubo y gases, pero al aumentar éste aumenta también la temperatura interior de la pared de los tubos, sensiblemente por encima de la temperatura pseudo-crítica, causando un deterioro en la transferencia de calor.

Las causas de este fenómeno son, además de la ya comentada variación de las propiedades termofísicas, el efecto de la fuerza de flotación o aceleración de flujo, que se deriva de la distribución de densidad no uniforme a través la dirección radial o axial. Cuando la flotabilidad es fuerte cerca de la pared calentada, se aplanan el perfil de velocidad, la turbulencia se suprime y por lo tanto la transferencia de calor se reduce. Cuando la aceleración del flujo es fuerte, gradualmente pasa a régimen laminar, lo que lleva a que la transferencia de calor se reduzca. Sin embargo, no existe un criterio general para juzgar la aparición de la flotabilidad o aceleración. También afectan el espesor de los tubos y las condiciones de presión al desarrollo de éste fenómeno.

En consecuencia, no será posible calcular con exactitud la transferencia de calor del lado agua.

Este efecto puede ser despreciado si se cumple la siguiente ecuación:

$$\frac{Gr}{Re^{2.7}} < 10^{-5}$$

Donde  $Gr$  se refiere al número de Grashof. Este coeficiente adimensional es proporcional al cociente entre las fuerzas de flotación y las fuerzas viscosas. El número de Reynolds ( $Re$ ) es la relación entre las fuerzas inerciales y las viscosas presentes en un fluido. Por lo tanto, que este cociente no sea lo suficientemente pequeño implica que la fuerza de flotación es determinante en el flujo y que por tanto existe un deterioro en la transferencia de calor.

## 4.2 PARTES DE LA CALDERA

A continuación, se enumeran y explican las partes principales de las que consta una caldera supercrítica.

- **Hogar:** es el lugar donde se efectúa la combustión. Su dimensionamiento será una de las partes centrales del trabajo.

Sus dimensiones y geometría dependerán del tipo de combustible con el que se trabaje y el método de combustión, así como de la velocidad de liberación del calor; para asegurar una combustión completa y una correcta eliminación de las cenizas.

Debido a las altas temperaturas de trabajo, se hace más que necesario refrigerar las paredes del hogar mediante la circulación de agua, lo que reduce la transferencia de calor y a su vez disminuye las pérdidas de calor al exterior.

Si además su interior se subdivide mediante paredes aumentará la superficie que absorbe calor en la zona donde tiene lugar la combustión. Los tubos de las paredes del hogar deben estar poco espaciados entre sí para conseguir maximizar la absorción del calor (pitch).

- *Quemador:* su cometido es mezclar de forma adecuada los flujos de combustible y aire de manera que se produzca una combustión completa.
- *Intercambiador de calor:* es la parte de la instalación donde tiene lugar la transferencia de calor entre el fluido (agua) y los gases calientes procedentes de la combustión (economizador, y recalentadores).

También se explican a continuación otros aspectos necesarios para la operación de la caldera.

- Sistema de control:

La manera habitual de controlar la caldera en este tipo de instalaciones es por presión deslizante. La presión se regula en la caldera y varía con la carga.

- Arranque:

Según el tipo de caldera que se instale, se puede contar con bombas de recirculación para el arranque o prescindir de ellas. Por el caudal grande con el que se trabaja, se optará por adquirir bombas en caso de no poseerlas.

En consecuencia, a la hora de dimensionar la caldera se tendrán en cuenta las especificaciones aquí comentadas.

## 5. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

---

En este trabajo se pretende diseñar y evaluar económicamente una caldera supercrítica de carbón pulverizado con oxidación. Para ello se tomará como referencia una central tradicional y se propondrá su adaptación a la tecnología supercrítica para analizar su viabilidad. También se pretende incluir un sistema de captura de  $CO_2$  que permita adaptar esta tecnología fósil a las políticas de emisiones cada vez más restrictivas.

Para ello, ha sido elegida la Central Térmica de Castellón de Iberdrola por su gran tamaño, para que sea más sencilla de adaptar. Esta central produce 1650 MW entre sus varios módulos. Utiliza gas natural como combustible pero se estudiará su adaptación al carbón pulverizado con oxidación.

Este diseño comprende la elección del combustible y la forma de combustión, la adaptación al proceso de oxidación, la búsqueda de materiales adecuados, el estudio de la transferencia de calor que tiene lugar en el hogar para poder dimensionar el mismo y, finalmente, la elaboración de un presupuesto de este proyecto.

Esta central es tan solo un ejemplo, se podría escoger cualquier otra que tuviese unas características similares.

Los resultados de este estudio revelarán los órdenes de magnitud de los costes y el diseño térmico preliminar de un proyecto de estas características.

Para llevarlo a cabo, será necesario analizar y ordenar las tareas de las que está compuesto este proyecto.

**1. Planificación de las tareas:**

<b>TAREA</b>	<b>TIPO</b>
Recopilación de información	Básica
Estructuración de las partes	Básica
Búsqueda de opciones	Complementaria
Diseño: Ciclo	Crítica
Diseño: Dimensionar	Crítica
Presupuesto	Crítica
Discusión de resultados	Final

**2. Procedimiento:**

- Estudio del combustible y la combustión
- Estudio de los materiales
- Diseño del ciclo
- Dimensionamiento de la caldera
- Presupuesto
- Alternativas y viabilidad

## 6. DISEÑO DE LA PLANTA

---

A la hora de diseñar el principal problema es la elección de programas de fácil acceso y que permitan trabajar en régimen supercrítico.

Finalmente, ha sido necesario el uso de Termograf, Mathcad y Coolprop para caracterizar los distintos puntos del ciclo. Así mismo, el trabajo se ha complementado con diagramas realizados con Visio.

Este capítulo comprende: el análisis del combustible requerido para el funcionamiento de la planta, así como el estudio de la oxidación y la captura del CO<sub>2</sub>; la búsqueda y elección de materiales apropiados a las características del proyecto y, por último, la adaptación de la planta mediante el análisis del ciclo térmico y el dimensionamiento de la caldera.

## 6.1 COMBUSTIBLE

En este apartado se explicará el porqué de la elección de la oxidación como método de captura del CO<sub>2</sub> y también se profundizará en aspectos como el abastecimiento del combustible, el proceso de combustión o el almacenamiento del CO<sub>2</sub>.

Consta de los siguientes subapartados:

- Captura del CO<sub>2</sub>
- Oxidación
- Almacenamiento del CO<sub>2</sub>
- Composición del carbón
- Abastecimiento del combustible
- Combustión

En este proyecto se trabaja con carbón, más específicamente con carbón pulverizado (troceado muy fino). Su mayor ventaja es que, al tener mayor superficie disponible para intercambiar calor, arde más rápido y de manera más eficiente al fundirse en la zona de combustión del horno.

El carbón es un combustible fósil originado por la descomposición de vegetales terrestres que se fueron acumulando en cuencas, en pantanos o zonas marinas y que quedaron protegidos del aire por una capa de agua. De este modo las bacterias anaerobias actúan sobre ellos, produciéndose un lento enriquecimiento en carbono. Van quedando enterrados bajo capas de sedimentos y tras un aumento progresivo de la presión y la temperatura se completa el proceso de carbonificación. Este proceso puede llevar millones de años.

La utilización del carbón tiene la ventaja de que se prevé que todavía hay reservas suficientes del mismo como para garantizar el suministro durante siglos y que, por lo menos de momento, su coste es menor y su capacidad de producción energética mayor si se compara con las fuentes renovables.

### 6.1.1 CAPTURA DEL CO<sub>2</sub>

A la hora de mitigar el impacto ambiental de la actividad de una central térmica, es importante tener en cuenta la posibilidad de secuestrar el dióxido de carbono. Es una parte muy importante ya que condiciona el diseño y coste del proyecto.

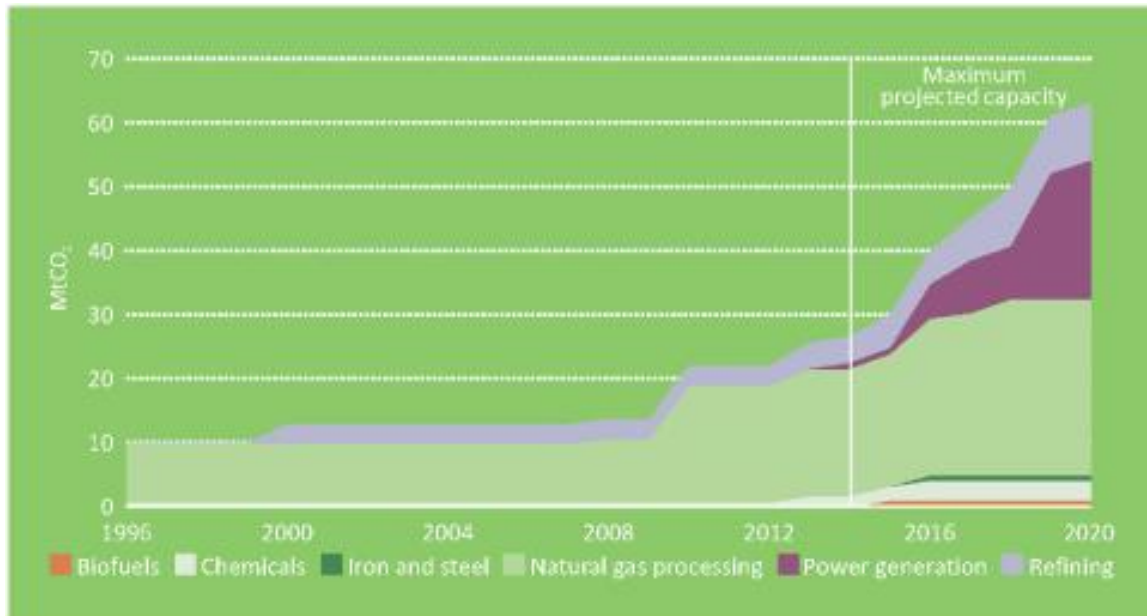


Figura 3. Evolución anual de los proyectos de captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub> [7]

En la Figura 3 se observa la evolución anual de los proyectos de captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>, lo que da una idea de la importancia de estos procesos, que se enfocan hacia un futuro más limpio.

A la hora de implantar este sistema es importante considerar tanto el combustible utilizado como el propio proceso de combustión, además del aprovechamiento energético del ciclo y de los materiales a nuestra disposición.

Una central térmica como la estudiada emite unas 242.859 toneladas de CO<sub>2</sub> al año [5]. En consecuencia, se optará por incluir un sistema de captura del CO<sub>2</sub>.

Este proceso implica separar el CO<sub>2</sub>, ya del combustible o de los gases de chimenea, para almacenarlo. El secuestro del CO<sub>2</sub> puede tener lugar en tres fases diferentes. Existen tres procesos para la captación del CO<sub>2</sub>: post-combustión, pre-combustión y oxidación. De todos ellos, se considera la oxidación como el más completo y eficiente, los demás se detallan en el Anexo.

### 6.1.2 OXICOMBUSTIÓN

Los procesos de combustión tradicionales, mediante la utilización de aire rico en nitrógeno, diluyen la concentración  $\text{CO}_2$  del en los gases de escape de manera que la captura del mismo es difícil y, por ende, costosa.

El proceso de oxidcombustión [6] se basa en el uso de un comburente muy rico en oxígeno y pobre en nitrógeno, de manera que tras la combustión la presencia  $\text{CO}_2$  de en los gases sea muy elevada (aproximadamente del 70% en masa) para facilitar el secuestro del  $\text{CO}_2$ . De este modo, los gases resultantes son ricos en  $\text{CO}_2$  y agua y no es necesario separarlo químicamente para el secuestro. Este flujo de gases de combustión también es recirculado para controlar la temperatura de la llama en la caldera (la temperatura adiabática de llama alcanza valores muy altos, de en torno a 3000 K). La recirculación de los gases (RFG) también reduce el porcentaje de emisiones de  $\text{NO}_x$  y hace que las dimensiones de la caldera disminuyan.

De igual modo, al aumentar la proporción de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en los humos, la emisividad de los gases también aumentará.

El proceso de captura del  $\text{CO}_2$  tiene lugar mediante un tren de compresión.

Las fases del proceso de oxidcombustión son: separación del oxígeno, recirculación de los gases, compresión del  $\text{CO}_2$ , transporte y almacenaje, como se indica en la [Figura 4](#).

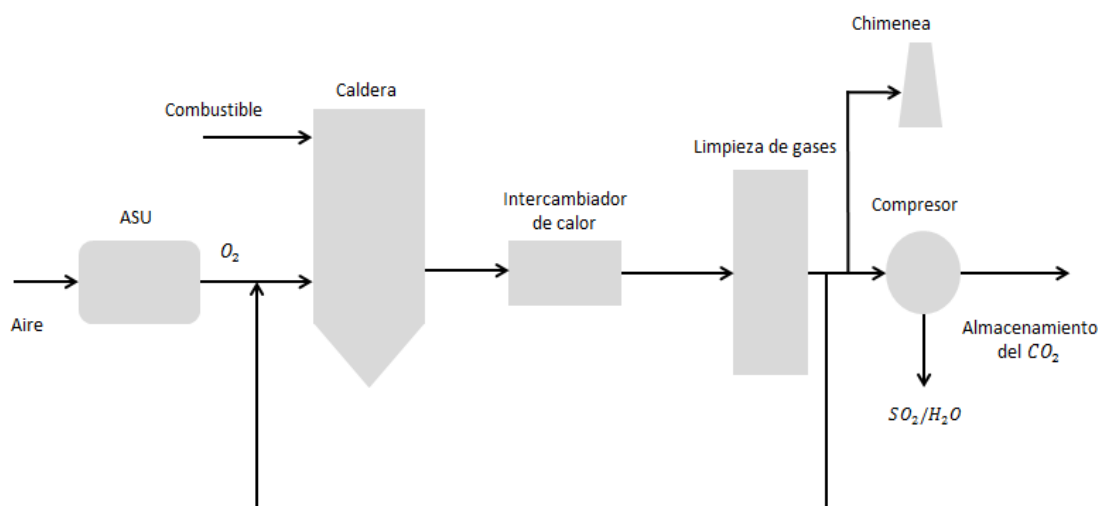


Figura 4. Adaptación de [28]

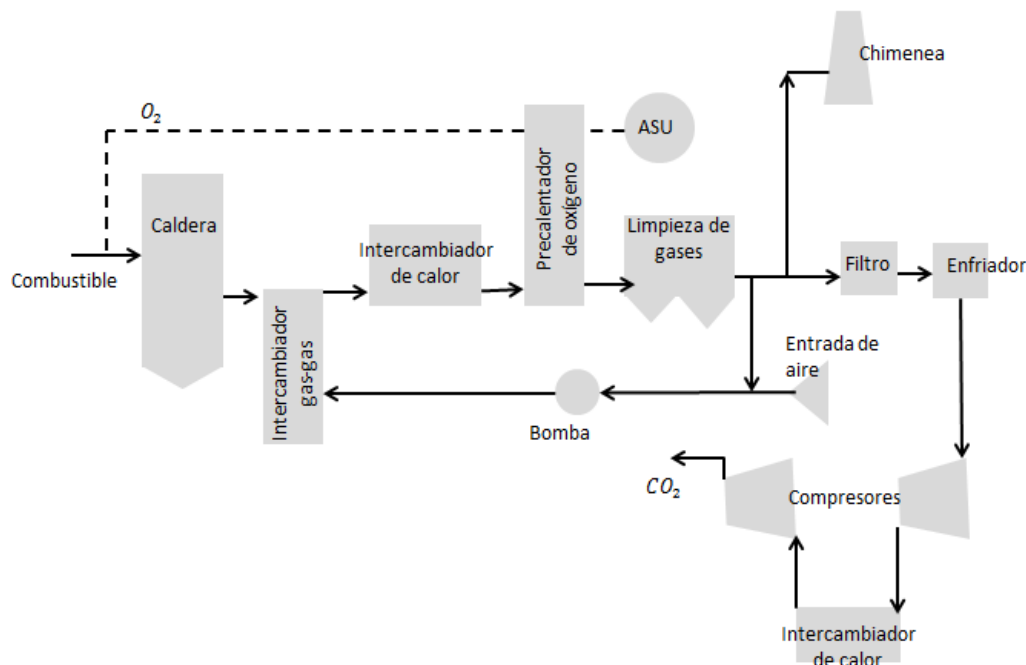
Para la implantación de este sistema se requiere una unidad de fraccionamiento de aire o ASU para enriquecer en oxígeno al aire utilizado, con el consiguiente coste energético y de inversión.

El mayor inconveniente de este método es la pérdida de eficiencia (en torno al 9%) al incorporar la ASU al sistema. Esto podría ser compensado mediante la redirección del calor generado durante el enriquecimiento del aire y la compresión  $\text{CO}_2$  del al ciclo de vapor.

En este caso aumenta la proporción de inquemados y aunque es una tecnología que lleva años implantándose, todavía se está investigando en innovación y desarrollo. Pero tiene como parte positiva la reducción del volumen de la caldera y del caudal de gases y, además, reduce los costes de separación, compresión y almacenamiento.

También es sencillo transformar los ciclos existentes para compatibilizarlos con este sistema, es por esto que ha sido elegida la oxicomcombustión para la adaptación de la central convencional.

En la [Figura 5](#) se puede ver cómo se incluye el proceso de oxicomcombustión en una planta de carbón pulverizado.



**Figura 5.** Planta de carbón pulverizado con oxicomcombustión, adaptada de [29].



### 6.1.3 ALMACENAMIENTO DEL CO<sub>2</sub>

El posterior almacenamiento del CO<sub>2</sub> secuestrado debe seguir unas meticulosas pautas de seguridad acorde con la normativa vigente para evitar posibles fugas.

Éste se deposita en embalses de almacenamiento, tanto campos de gas, como de petróleo, como acuíferos. Estos tienen un potencial de almacenamiento del orden de megatoneladas de CO<sub>2</sub>. El CO<sub>2</sub> puede ser también inyectado en yacimientos agotados para ayudar a aumentar su producción (EOR).

Se dispone de diferentes sistemas por los que el CO<sub>2</sub> puede ser almacenado en las rocas, a saber, atrapamiento estratigráfico/estructural, hidrodinámico, residual, por solubilidad, por precipitación mineral y por absorción. La elección dependerá del tiempo que vaya a permanecer el CO<sub>2</sub> en el subsuelo y de las características de la roca [8].

Las formaciones geológicas oportunas para tales efectos son: los yacimientos de hidrocarburos (agotados o aún en funcionamiento), los acuíferos salinos y las formaciones de rocas salinas, así como también las capas de carbón.

### 6.1.4 COMPOSICIÓN DEL COMBUSTIBLE

Se ha tomado como combustible carbón bituminoso con la siguiente composición [9]:

Poder calorífico inferior	27.2 MJ/kg
Análisis (% en peso, en base seca)	
C	82
H	6.1
N	1.81
O	8.3
S	0.9
Cenizas	Si
Volátiles	Si
Humedad	8.84

Tabla 2. Composición del combustible

Es una composición típica, para cualquier otra se seguirían los mismos pasos y los resultados variarían en consecuencia.

### 6.1.5 ABASTECIMIENTO DEL CARBÓN

El emplazamiento geográfico de la central elegida plantea varias formas de abastecimiento, siendo siempre la primera opción por carretera, aunque debido a su cercanía a un puerto importante podría estudiarse la viabilidad de traerlo por mar.

Más adelante, en el apartado del estudio económico se valorarán las opciones y sus implicaciones.

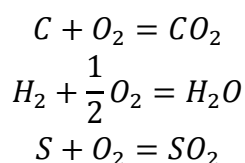
### 6.1.6 COMBUSTIÓN

En este apartado se detallan los cálculos necesarios para obtener el dosado en masa (relación de aire y combustible) y la composición de los gases de la combustión, ya que serán necesarios en la parte de diseño para hallar el gasto de combustible y la emisividad de los humos.

#### HIPÓTESIS:

- Combustión completa
- Composición del aire: 75% oxígeno y 25% nitrógeno en volumen.
- Todo el azufre presente reacciona a  $SO_2$
- Cenizas inertes
- Nitrógeno inerte durante la combustión.
- El oxígeno contenido en el combustible está disponible para la oxidación del mismo.

Las reacciones de combustión consideradas son, en consecuencia:



Elemento/Compuesto	Peso molecular (kg/kmol) (M)
$C$	12
$H_2$	2
$O_2$	32
$S$	32
$CO_2$	44
$H_2O$	18
$SO_2$	64
$N_2$	28

Al elegir la oxicomcombustión se supondrá el aire rico en oxígeno y pobre en nitrógeno, y se calculará el balance estequiométrico para hallar el dosado en masa.

Aire:

$$X_{aO_2} = 75\%$$

$$X_{aN_2} = 25\%$$

$$E_{aire} = 35\% \text{ (exceso de aire)}$$

$$M_{aire} = X_{aO_2} \cdot M_{O_2} + X_{aN_2} \cdot M_{N_2} = 31 \text{ kg/kmol}$$

Fracción molar:

$$X_{mO_2} = \frac{X_{aO_2} \cdot M_{O_2}}{M_{aire}} = 0.774$$

$$X_{mN_2} = \frac{X_{aN_2} \cdot M_{N_2}}{M_{aire}} = 0.226$$

Balance combustión carbono:

$$M_F = 1 \text{ kg de combustible (base de cálculo)}$$

$$M_{F.C} = \frac{M_C}{M_C} \cdot \text{kg} \cdot X_C = 0.82 \text{ kg}$$

$$M_{O_2.C} = \frac{M_{O_2}}{M_C} \cdot \text{kg} \cdot X_C = 2.187 \text{ kg}$$

$$M_{CO_2.C} = \frac{M_{CO_2}}{M_C} \cdot \text{kg} \cdot X_C = 3.007 \text{ kg}$$

Balance combustión hidrógeno:

$$M_{F.H_2} = \frac{M_{H_2}}{M_{H_2}} \cdot \text{kg} \cdot X_{H_2} = 0.061 \text{ kg}$$

$$M_{O_2.H_2} = \frac{M_{O_2}}{M_{H_2}} \cdot \text{kg} \cdot X_{H_2} = 0.488 \text{ kg}$$

$$M_{H_2O.H_2} = \frac{M_{H_2O}}{M_{H_2}} \cdot \text{kg} \cdot X_{H_2} = 0.549 \text{ kg}$$

Balance combustión azufre:

$$M_{F.S} = \frac{M_S}{M_S} \cdot \text{kg} \cdot X_S = 9 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

$$M_{O_2.S} = \frac{M_{O_2}}{M_S} \cdot \text{kg} \cdot X_S = 9 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

$$M_{SO_2.S} = \frac{M_{SO_2}}{M_S} \cdot \text{kg} \cdot X_S = 0.018 \text{ kg}$$

Comprobación de la base de cálculo:

$$M_F = M_{F.C} + M_{F.H_2} + M_{F.S} + X_{N_2comb} \cdot M_F + X_{O_2comb} \cdot M_F = 0.998 \text{ kg}$$

(Los cálculos son correctos)

Oxígeno estequiométrico:

$$M_{O_2.e} = M_{O_2.C} + M_{O_2.H_2} + M_{O_2.S} - X_{O_2comb} \cdot M_F = 2.601 \text{ kg}$$

Nitrógeno estequiométrico:

$$M_{N_2.e} = \left( \frac{X_{mN_2}}{X_{mO_2}} \right) \cdot M_{O_2.e} = 0.759 \text{ kg}$$

Aire estequiométrico:

$$M_{aire.e} = M_{N_2.e} + M_{O_2.e} = 3.537 \text{ kg}$$

Aire de alimentación en exceso:

$$M_{aire.al} = (1 + E_{aire}) \cdot M_{aire.e} = 4.535 \text{ kg}$$

$$M_{N_2.al} = (1 + E_{aire}) \cdot M_{N_2.e} = 1.024 \text{ kg}$$

$$M_{O_2.al} = (1 + E_{aire}) \cdot M_{O_2.e} = 3.511 \text{ kg}$$

Oxígeno en chimenea:

$$M_{O_2.s} = M_{O_2.al} - M_{O_2.e} = 0.91 \text{ kg}$$

Nitrógeno en chimenea:

$$M_{N_2.s} = M_{N_2.al} + X_{N_2comb} \cdot M_F = 1.042 \text{ kg}$$

Dosado en masa:

$$AF_{am} = \frac{M_{aire.al}}{M_F} = 4.53 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ combustible}$$

AF (dosado)	4.53
-------------	------

Composición de los gases de escape en base húmeda:

$$n_{CO_2} = \frac{M_{CO_2.C}}{M_{CO_2}} = 68.33 \text{ mol}$$

$$n_{N_2} = \frac{M_{N_2.s}}{M_{N_2}} = 37.213 \text{ mol}$$

$$n_{O_2} = \frac{M_{O_2.s}}{M_{O_2}} = 28.445 \text{ mol}$$

$$\begin{aligned}
n_{SO_2} &= \frac{M_{SO_2.s}}{M_{SO_2}} = 0.281 \text{ mol} \\
n_{H_2O.H} &= \frac{M_{H_2O.H_2}}{M_{H_2O}} = 30.5 \text{ mol} \\
n_{H_2O.F} &= \frac{X_{H_2O} \cdot M_F}{M_{H_2O}} = 4.011 \text{ mol} \\
n_{H_2O} &= n_{H_2O.H} + n_{H_2O.F} = 35.411 \text{ mol} \\
n_{T.wet} &= n_{H_2O} + n_{CO_2} + n_{N_2} + n_{SO_2} + n_{O_2} = 169.683 \text{ mol} \\
X_{n.w.CO_2} &= \frac{n_{CO_2}}{n_{T.wet}} = 40.27\% \\
X_{n.w.H_2O} &= \frac{n_{H_2O}}{n_{T.wet}} = 20.87\% \\
X_{n.w.N_2} &= \frac{n_{N_2}}{n_{T.wet}} = 21.93\% \\
X_{n.w.SO_2} &= \frac{n_{SO_2}}{n_{T.wet}} = 0.17\% \\
X_{n.w.O_2} &= \frac{n_{O_2}}{n_{T.wet}} = 16.763\%
\end{aligned}$$

Comprobación de los cálculos:

$$X_{n.w.CO_2} + X_{n.w.H_2O} + X_{n.w.N_2} + X_{n.w.SO_2} + X_{n.w.O_2} = 100\%$$

Composición gases salida (base húmeda)	%
$CO_2$	40.27
$H_2O$	20.87
$SO_2$	0.17
$O_2$	16.763
$N_2$	21.93

Tabla 3. Composición de los humos de combustión.

Como se explicó al tratar el tema de la oxicomustión, los gases de salida tienen un alto contenido en  $CO_2$ .

## 6.2 MATERIALES

Las altas temperaturas y presiones de trabajo obligan a cambiar los materiales de ciertas partes de la instalación. El objetivo de esta fase del trabajo es buscar, comparar y elegir los materiales adecuados para un correcto funcionamiento de la planta.

Serán necesarios materiales que soporten temperaturas en torno a los 600° además de tener en cuenta su comportamiento ante la corrosión por oxidación [10] al trabajar con vapor de agua. El espesor de la capa de óxido aumenta de forma exponencial pero

variable al aumentar la temperatura con la que se trabaja, además de que las altas presiones pueden provocar una ruptura prematura en los materiales que presentan corrosión.

Por otro lado, el aislamiento del tubo por el que circula el líquido de refrigeración causado por la baja conductividad térmica de la película de óxido lleva a un aumento en la temperatura del metal, así como en las tasas de corrosión en el lado del gas de combustión; empeorando la cuestión de las altas temperaturas.

La resistencia a la oxidación de los materiales depende, pues, de varios factores. Estos son: la temperatura, el tiempo y la composición de la aleación con la que se trabaje.

En consecuencia, será esencial centrarse en la búsqueda de materiales para la reforma de la instalación de los tubos y la caldera.

- Opciones:

- a) *Aceros ferríticos*

El crecimiento de la capa de óxido se comporta según la siguiente ecuación:

$$x = K \cdot t^n$$

Donde x está referido al espesor de la capa de óxido, t al tiempo de exposición, K al coeficiente de proporcionalidad, el cual es función de la temperatura, de la composición de las aleaciones, la presión parcial de oxígeno, el nivel de estrés al que está sometido y el radio de curvatura de la tubería. El parámetro n se refiere al exponente de la tasa, estos dos últimos factores son variables según el acero.

Entre los 560 y los 700°C y entre 1 y 10 MPa, el porcentaje de cromo (Cr) presente en la composición afecta positivamente al aumento en la resistencia a la corrosión.

Si además, a un acero rico en cromo (en torno al 12%) se le añade silicio (Si) o aluminio (Al), se ha comprobado que su resistencia a la corrosión mejoraría, siempre y cuando esta adición no supere el 1-2%, ya que propiciaría la formación de incrustaciones que fragilizarían el acero. El contenido en silicio adecuado sería en torno al 0.3% ya que por encima de este nivel también se vería comprometida la tenacidad del material; es decir, se busca mantener un equilibrio entre la resistencia a oxidación y la resistencia a fluencia.

También la presencia de azufre (S) y ciertas impurezas contribuye a la mejora de la resistencia a la corrosión en aceros ferríticos de alto contenido en

cromo, siendo el azufre (entre el 0.005 y el 0.01%) incluso más adecuado que el silicio.

Por otro lado, la presión del vapor también tiene un efecto adverso sobre el material, aunque a altas temperaturas (en el intervalo que interesa para el trabajo) es más significativo el efecto de la composición del acero y será pertinente centrarse en valorar cual es el más adecuado en base a esto. Sólo cabe destacar que la capa de óxido que se forma en los tubos del sobrecalentador es más espesa que en el caso del recalentador debido a la acción de la presión del vapor, de modo que se elegiría un espesor mayor para los primeros.

Todavía es posible mejorar aún más la resistencia de estos aceros mediante el pretratamiento de los materiales. Entre otros, los más efectivos son el granallado, el afinamiento del grano y la combinación de ambos pretratamientos, mejorando ligeramente la resistencia a altas temperaturas de las partes de la central. Debe tenerse en cuenta que cualquier mejora, por pequeña que sea, a largo plazo puede evitar muchos costes asociados a reparaciones, así como evitar accidentes.

#### *b) Aceros austeníticos y aleaciones de base níquel*

Estos aceros son también una opción viable ya que un alto contenido en cromo (superior al 20%), en combinación con una alta aleación de níquel, ha logrado una reducción significativa del espesor de la capa de óxido que se forma en comparación con otros aceros. También el hecho de que los granos sean finos aporta un extra de resistencia al material.

Los ensayos y estudios sobre estos materiales son más escasos que los realizados con aceros ferríticos, aunque su comportamiento tenga cierta similitud y ambos cumplan una ley de velocidad de oxidación parabólica.

Como resultado de este estudio se concluye que, para el caso de la instalación de tuberías, es necesario tener en cuenta que los tubos son la parte que soporta temperaturas más altas, por encima de las de la caldera.

En consecuencia, debido a sus propiedades, se escogerá para los tubos un **acero ferrítico tal como el HCM12** que cumple con los requisitos de la planta. Su precio aproximado es de 650 \$/ton de tubo [19]. Habría que solicitar que fuese corrugado, para evitar problemas de sobrecalentamiento en los tubos, lo que subiría al precio, pero no se dispone de datos, así que se considerará este precio a la hora de hacer el presupuesto; aunque sea tan sólo una aproximación, lo mismo ocurriría al pedirlo de

un diámetro y espesor concretos. Es un acero japonés, por lo que tendría además costes de envío. Su composición se detalla en la [Tabla 4](#).

*\*Nota:* Conversión a euros 579 €/ton.

C (%)	Mn (%)	Mo (%)	Nb (%)
≤0.14	0.4-0.7	0.8-1.2	≤0.2
Si (%)	Cr (%)	V (%)	W (%)
≤0.5	11-13	0.2-0.3	0.8-1.2

[Tabla 4](#). Composición HCM12 (12Cr-MoVNbW) [18]

Para la caldera, como veremos en los datos presentados más adelante, se alcanzan altas temperaturas, como por ejemplo a la salida de la misma, por encima de los 600°C. En consecuencia, los materiales elegidos a tal efecto deben soportar esas condiciones de temperatura y presión (del orden de 28MPa). Pero, por otro lado, las paredes se encuentran refrigeradas por lo que estos órdenes de magnitud no son tan restrictivos.

Se podría usar el mismo antes comentado para los tubos, pero sería necesario adquirirlo en forma de planchas.

Se contemplará la opción de comprar otro material para las paredes de la caldera, como el acero P335 N específico para calderas de alta presión. El precio aproximado de este acero es de aproximadamente 866 €/ton [22]. Su composición se detalla en la [Tabla 5](#).

C (%)	Mn (%)	Mo (%)	Nb (%)	P (%)	Al (%)	N (%)
0.2	0.9-1.7	0.08	0.05	0.03	0.02	0.02
Si (%)	Cr (%)	V (%)	S (%)	Ti (%)	Cu (%)	Ni (%)
0.5	0.3	0.1	0.025	0.03	0.3	0.5

[Tabla 5](#). Composición P335 N [20].

También está disponible en el mercado el HII P265 GH cuya composición se encuentra en la [Tabla 6](#).

C (%)	Mn (%)	S (%)	P (%)
≤0.2	0.8-1.4	≤0.01	≤0.025
Si (%)	Cr (%)	Al (%)	Cu (%)
≤0.4	≤0.3	≤0.02	≤0.3

[Tabla 6](#). Composición HII P265 GH [21].



Finalmente, habrá que descartar esta opción pues la temperatura máxima de trabajo de este material son los 300 °C, lo que no es adecuado a las condiciones del modelo.

Tras considerar las ventajas e inconvenientes de cada material se realiza la siguiente elección:

PARTE	ACERO	PRECIO
Tubos	HCM12	579 €/ton
Paredes	P335 N	866€/ton

Tabla 7. Resultado del estudio de los materiales.

Esta es la relación de materiales con la que se trabajará durante el diseño térmico de la caldera por presentar las características más adecuadas.

## 6.3 PARÁMETROS Y DISEÑO TÉRMICO

En este capítulo se detalla cada parte del ciclo Rankine supercrítico. Se llevarán a cabo las tareas de buscar los datos y plantear las hipótesis necesarias para realizar los cálculos que permitan encontrar el orden de magnitud de las dimensiones de la caldera, así como el rendimiento del ciclo.

### 6.3.1 DIAGRAMA T-s

En el diagrama T-s del agua, por encima de los 647.3K (374.3 °C) el fluido no pasa por la campana de cambio de fase, si no que pasa de líquido a vapor de forma continua (estado supercrítico). En las centrales tradicionales se trabaja dentro de la campana, coexistiendo fase vapor y fase líquida, lo que obliga a la instalación de un calderín para separar ambas fases y enviarlas al sobrecalentador y al evaporador respectivamente. Este elemento se elimina en la tecnología supercrítica.

El punto crítico del agua es a los 220.9 bar de presión y a 647.3K de temperatura, se aprecia su situación en la Figura 6. Por encima de este punto el cambio de fase se realiza de manera suave y a una temperatura no constante; y las propiedades del fluido van variando suavemente en consecuencia, de manera que el coeficiente de transferencia de calor es más pequeño que cuando se realiza el cambio de fase de forma subcrítica. También, por encima de este punto se produce vapor seco sobrecalentado y debido a su elevada presión es adecuado para realizar el trabajo en las turbinas.

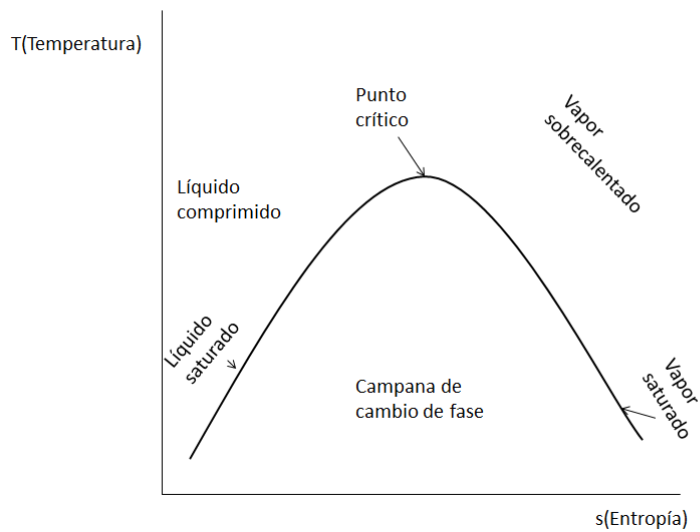


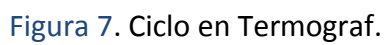
Figura 6. Diagrama T-s del agua explicativo para el punto crítico.

Es importante evitar entrar en la zona bifásica (campana de cambio de fase) para que no haya agua líquida en la turbina, por lo que se incluyen los pasos de regeneración y recalentamiento.

En este caso, se trabajará con un ciclo Rankine supercrítico con doble recalentamiento por ser la solución más eficiente térmicamente y con unas condiciones de presión y temperatura de vapor de aproximadamente 300 bar y 600 °C respectivamente.

Este sería, orientativamente, el diagrama T-s del ciclo de la central planteada (Figura 7).

*\*Nota: Podrían incluirse más feed heaters, es tan sólo una simplificación del proceso. Los cálculos se harían de igual forma (se considera un sangrado por cada turbina, como conjunto, pero podría dividirse en subconjuntos). Los distintos sangrados ayudan a calentar el agua de alimentación desde la presión de condensación.*



Más adelante se explicará detalladamente cada proceso del ciclo. En comparación, un ciclo Rankine subcrítico con los mismos pasos no alcanzaría temperaturas tan elevadas ni se podría extraer tanta potencia.

### *6.3.2 CICLO DE POTENCIA*

El ciclo de potencia depende también de factores externos a la instalación, como las restricciones ambientales, las características del combustible y del agua con la que se trabaja, etc.

El ciclo elegido tiene una etapa doble de recalentamiento en la que se tiende a elevar la temperatura del vapor recalentado (a veces por encima del vapor principal) lo que conlleva un aumento en la potencia en la turbina.

Las turbinas de alta, media y baja presión que se utilizan no difieren demasiado de las empleadas en centrales subcríticas, excepto en la etapa de alta, que si debe soportar mayores presiones y temperaturas y que tendrá que ser sustituida en consecuencia.

Cabe destacar que la mayoría de los equipos que intervienen (álabes, rotor, válvulas...) deben ser de materiales resistentes a las altas temperaturas con las que se trabaja o bien deben ser más robustas de lo habitual.

Se presenta este esquema del ciclo de potencia de la central ([Figura 8](#)), también se encuentra con más detalle en el Anexo:



### 6.3.3 DISEÑO DE LA CALDERA

Como se comentó en apartados previos, una de las fases críticas del proyecto es el diseño de la caldera. Será necesario calcular su gasto másico de agua, su consumo de combustible, sus dimensiones y explicar cómo se lleva a cabo la transferencia de calor.

Los parámetros a tener en cuenta a la hora del diseño de la caldera son, principalmente, la eficiencia de la caldera y el ciclo térmico, los costes de inversión y operación y las cuestiones de adecuación medioambiental.

Además, es necesario asegurarse de que el hogar de la caldera tiene unas dimensiones y características que aseguren la combustión completa del combustible, así como impedir el contacto entre la llama y las paredes, lo que provocaría un sobrecalentamiento de éstas que podría ser muy perjudicial. Así mismo, es indispensable prever los efectos de la ceniza. Su volumen debe ser el adecuado para permitir que los humos se enfríen hasta temperaturas aceptables a la salida de la misma.

Para hallar aproximadamente las dimensiones de la caldera que permitan elaborar un presupuesto, habrá que contar con las necesidades de combustible y la composición de éste, así como las temperaturas con las que se trabajará en cada momento.

Según las características del combustible con el que se trabaje los resultados variarán ligeramente, de manera que se propondrá una solución más o menos estándar para cualquier carbón del mercado.

De igual modo, se tendrá en cuenta que a presiones supercríticas (230-280 bar) las propiedades que considerábamos constantes en subcrítico, dejan de serlo, como el calor específico, la viscosidad, la conductividad térmica o la densidad; como ya se detalló en el apartado correspondiente.

Por otro lado, como en todas las centrales supercríticas, se prescindirá del calderín ya que al trabajar por encima del punto crítico las propiedades del líquido y el vapor saturados son idénticas, desapareciendo en consecuencia el cambio en la fase líquido-vapor. La instalación de los tubos será pues *once-through* y se contará con un separador de vapor [17], como se indica en la [Figura 9](#).

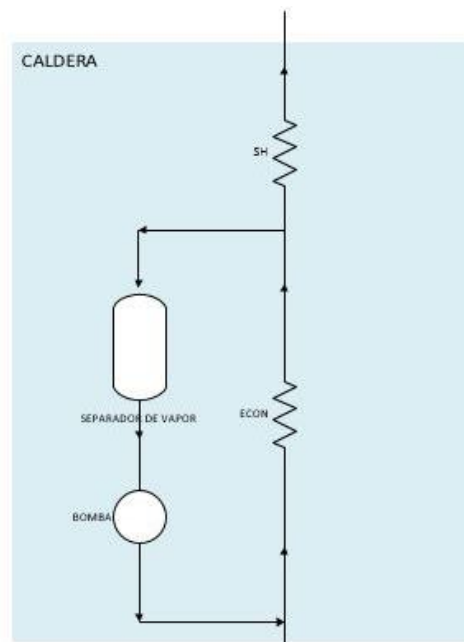


Figura 9. Detalle de la caldera en Visio.

Se adjunta un cuadro (Tabla 8) con los puntos más representativos del ciclo, junto con la explicación correspondiente de cada punto.

Debido a las características de la central, se ha considerado un flujo másico de 440 kg/s (porque un flujo demasiado pequeño no podría mantener una temperatura de tubos adecuada, causando daños en el sistema) y, mediante cálculos iterativos en Excel, ha sido posible calcular el de cada punto.

Punto	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s (kJ/kg°C)	$\dot{m}$ (kg/s)
3	30.445	4.366	127.142	0.441	303.77
4	32.48	27914.7	155.1	0.441	303.77
1	601.01	27914.7	3466.07	6.287	440
2	41.05	5719.61	2576.11	8.51	303.77
5	333.574	5719.61	3002.28	6.287	366
6	614.77	5719.61	3694.5	7.23	366
7	217.74	413.57	2896.11	7.23	312.52
8	626.882	413.54	3761.08	8.5	312.52
9	443.575	12007.4	3188.25	6.272	74
10	324.763	12007.4	1491.81	3.5	74
17	329.81	27914.7	1515.26	3.5	74
11	466.16	2383.46	3387.34	7.25	53.48
12	221.425	2383.46	950.96	2.53	53.48
16	224.266	27914.7	981.02	2.53	53.48
14	71.227	32.94	299.1	0.973	8.744

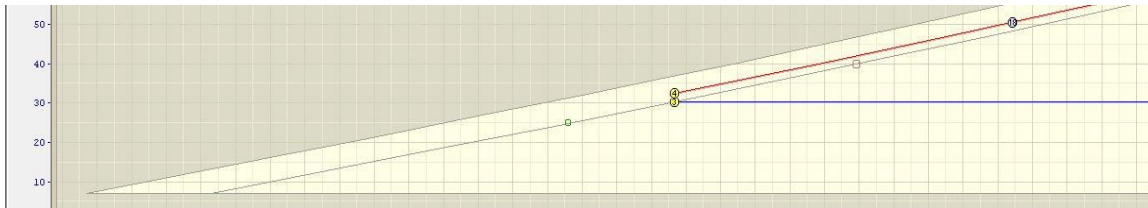
15	73.55	27914.7	327.48	0.973	8.744
13	238.114	32.94	2952.28	8.5	8.744
18	50.65	27914.7	231.47	0.685	303.77
19	61.54	27914.7	277.16	0.825	312.514
20	160.225	27914.7	694.107	1.971	312.514
21	200.31	27914.7	871.53	2.61	365.994
22	273.305	27914.7	1214.5	2.98	365.994
23	305.345	27914.7	1378.52	3.27	440

Tabla 8. Caracterización de cada estado.

### Procesos que tienen lugar en el ciclo:

A continuación, se explica en cada paso del ciclo qué ocurre en cada máquina, para poder calcular las potencias generadas y consumidas, así como el calor útil generado.

- 3-4: Compresión mediante bomba isentrópica.



El agua en estado líquido entra en el ciclo y la bomba la comprime hasta la presión de trabajo (27914.7 kPa).

La potencia consumida por la bomba es tan pequeña en comparación con la generada en las turbinas que se considerará despreciable, como se comprobará más adelante.

- 1-5: Expansión isentrópica. Turbina de alta presión.





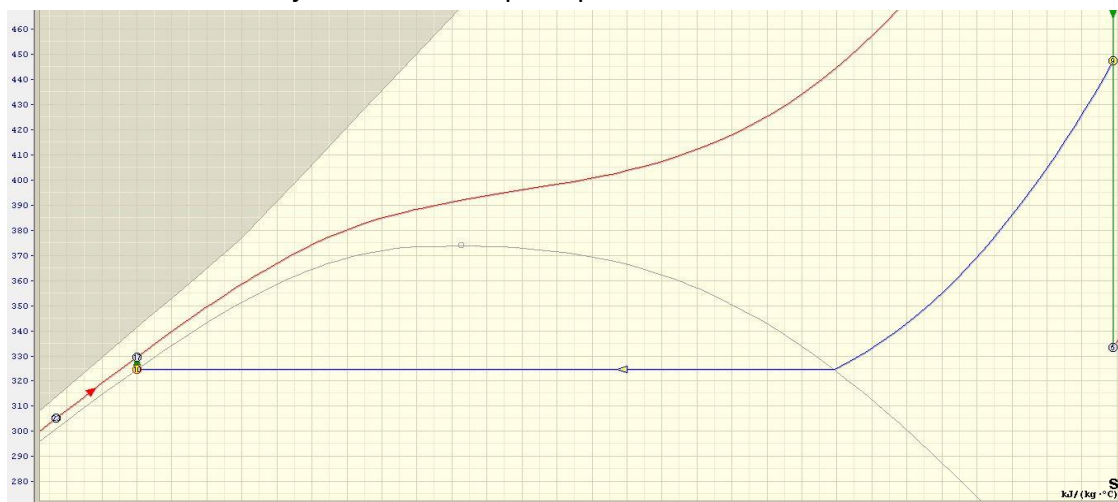
Entre los pasos 4 y 1 (al pasar por los feed heaters y la caldera) el agua como líquido subenfriado experimenta una suave transición a vapor sobrecalentado (fluido supercrítico).

Por lo tanto, en la turbina de alta entra vapor en unas condiciones de temperatura y presión elevadas, expandiendo este último parámetro hasta un valor de 5719.61 kPa.

Cálculo de la potencia extraída:

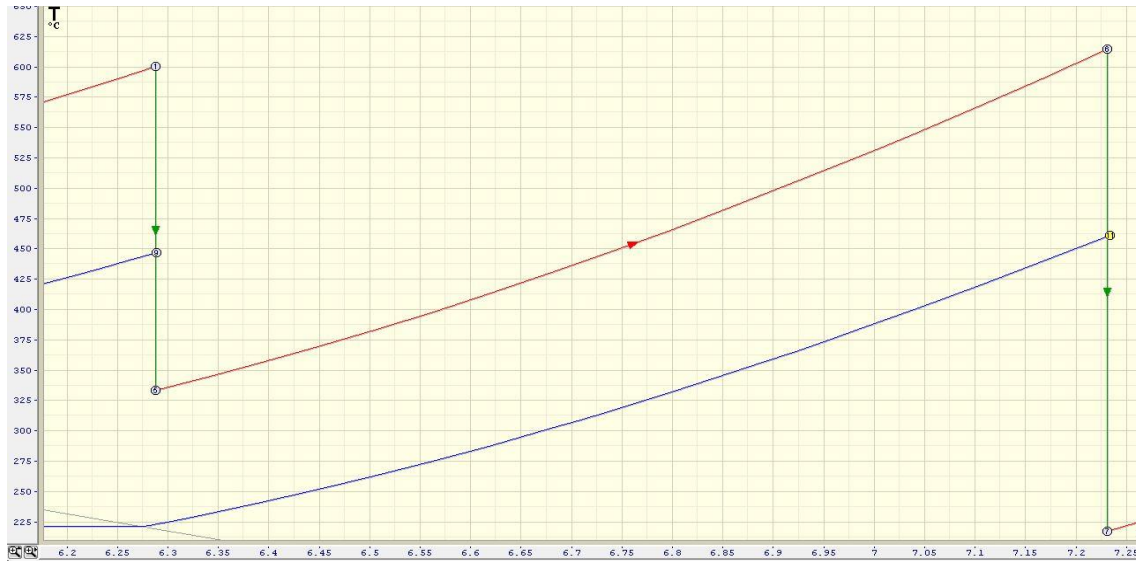
$$\begin{aligned}\dot{W}_{TAP} &= \dot{m}_9 \cdot (h_1 - h_9) + \dot{m}_5 \cdot (h_1 - h_5) \\ &= 74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3466.07 - 3188.25) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \\ &\quad + 366 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3466.07 - 3002.28) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 190.306 \text{ MW}\end{aligned}$$

- 9-10-17: Sangrado de la turbina de alta. Atraviesa un FWH cerrado que devuelve el flujo a la corriente principal mediante una bomba.



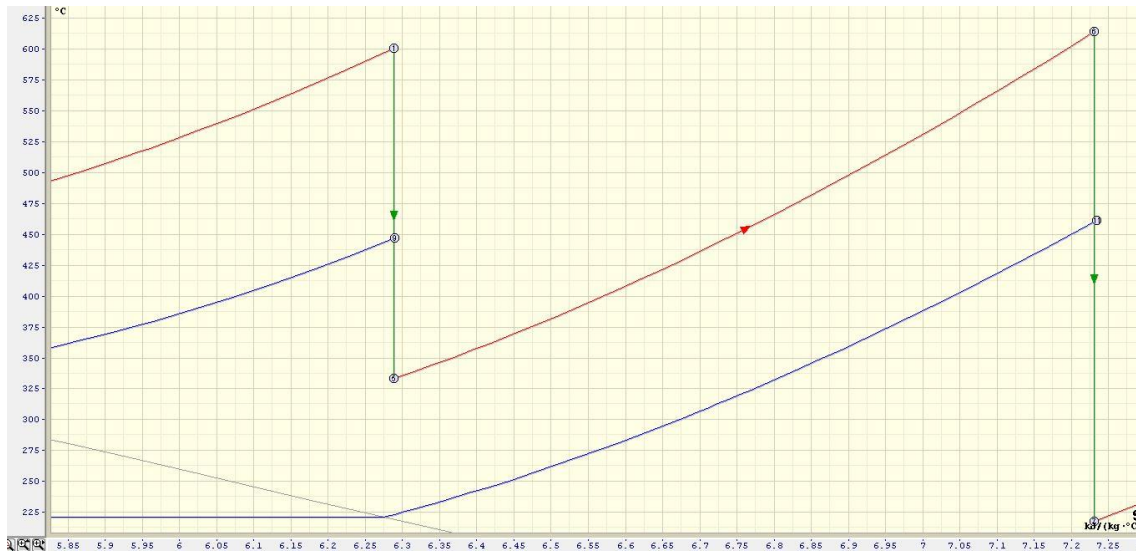
El vapor sobrecalentado extraído del sangrado de la turbina atraviesa el FWH donde tiene lugar una transferencia de calor con el agua líquida más fría que circula por el FWH, por lo que este flujo del sangrado regresa a estado líquido. Con una bomba supuesta isentrópica se recircula el flujo hasta la corriente principal (de 27914.7 kPa).

- 5-6: Primer recalentamiento



El vapor sobrecalentado que sale de la turbina de alta vuelve a la caldera donde se eleva su temperatura (recalentamiento).

- 6-7: Expansión isoentrópica. Turbina de presión intermedia.



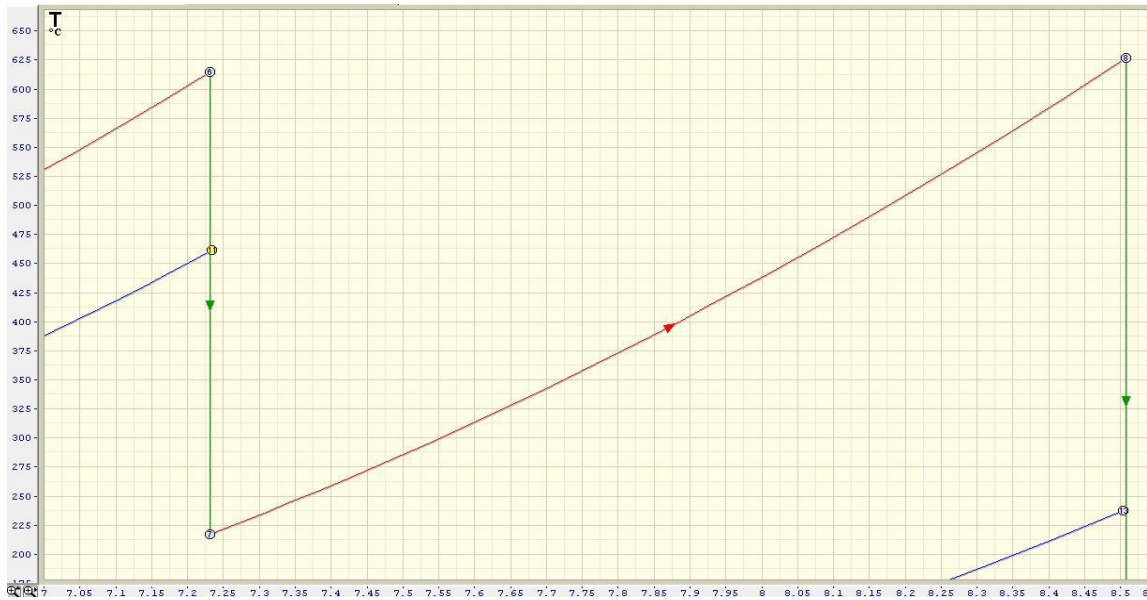
La turbina de presión intermedia es atravesada por el flujo de vapor sobrecalentado de manera que su presión disminuye hasta los 413.57 kPa.

Cálculo de la potencia extraída:

$$\begin{aligned}
 \dot{W}_{TPI} &= \dot{m}_{11} \cdot (h_6 - h_{11}) + \dot{m}_7 \cdot (h_6 - h_7) \\
 &= 53.48 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3694.5 - 3387.34) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \\
 &\quad + 312.52 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3694.5 - 2896.11) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 265.94 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

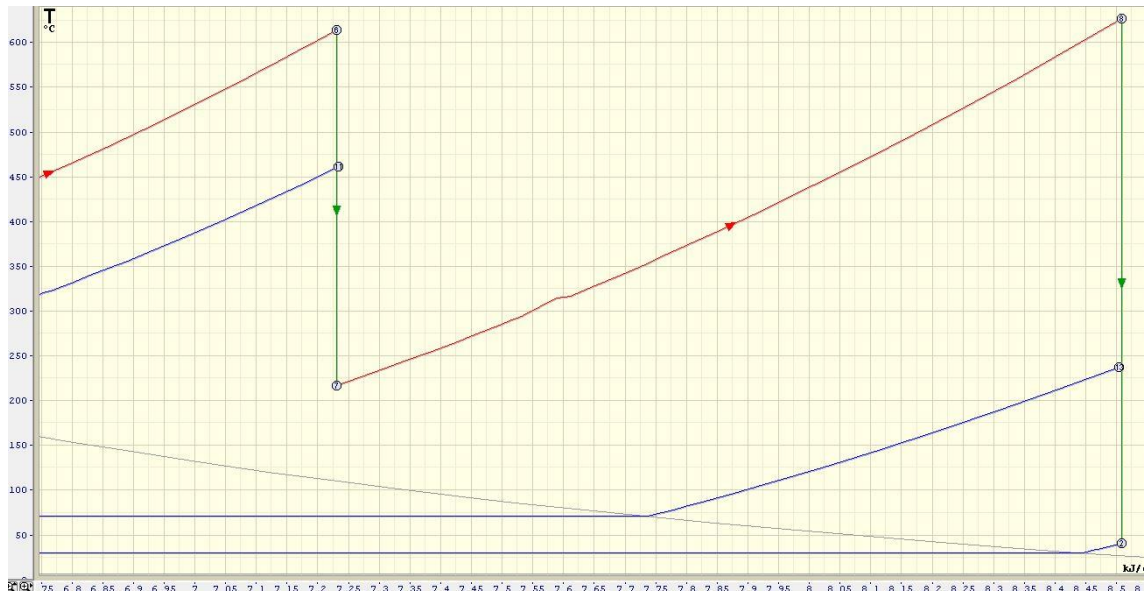
- 

- 7-8: Segundo recalentamiento.



32

- 8-2: Expansión isoentrópica. Turbina de baja presión.



La turbina de baja presión expande el vapor hasta los 4.366 kPa.

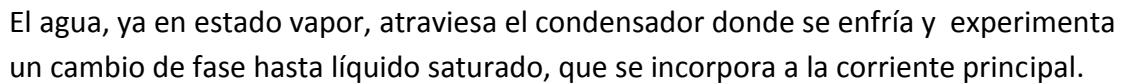
Cálculo de la potencia extraída:

$$\begin{aligned}
 \dot{W}_{TBP} &= \dot{m}_{13} \cdot (h_8 - h_{13}) + \dot{m}_2 \cdot (h_8 - h_2) \\
 &= 8.744 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3761.08 - 2952.28) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \\
 &\quad + 303.77 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot (3761.08 - 2576.11) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 367.03 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

- 13-14-15: Sangrado de la turbina de baja. Atraviesa un FWH cerrado que devuelve el flujo a la corriente principal mediante una bomba.



- 2-3: Condensador isóbaro.



- *Potencia total:*

- *Bombas*:

Como se anticipó, el consume de las bombas es muy pequeño en comparación con el generado por las turbinas.

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{CALD} &= \dot{m}_{23} \cdot (h_1 - h_{23}) + \dot{m}_5 \cdot (h_6 - h_5) + \dot{m}_7 \cdot (h_8 - h_7) \\ &= 440 \frac{kg}{s} \cdot (3466.07 - 1378.52) \frac{kJ}{kg} \\ &\quad + 366 \frac{kg}{s} \cdot (3694.5 - 3002.28) \frac{kJ}{kg} \\ &\quad + 312.52 \frac{kg}{s} \cdot (3761.08 - 2896.11) \frac{kJ}{kg} = 1442.195 MW\end{aligned}$$

34

## RESULTADOS:

CALOR CALDERA (útil)	1442.195 MW
POTENCIA GENERADA POR LAS TURBINAS	823.276 MW
POTENCIA CONSUMIDA POR BOMBAS	12.084 MW

Tabla 9. Resultados del ciclo.

A continuación se presenta una aproximación de los cálculos, que luego se harán de forma más exacta mediante un proceso iterativo, para conocer aproximadamente el orden de magnitud de los parámetros con los que se trabaja.

Si se supone una eficiencia típica de caldera de entorno al 95%:

$$\dot{Q}_{CALD} = \frac{1442.195}{0.95} = 1518.1 \text{ MW}$$

Con este dato, se puede calcular el gasto másico de combustible necesario, ya que el poder calorífico inferior del carbón es un dato conocido. (LHV=27.2 MJ/kg)

$$\dot{m}_{comb} = \frac{\dot{Q}_{CALD}}{LHV} = 55.81 \frac{kg}{s} \text{ (de combustible)}$$

• Rendimiento del ciclo:

$$\eta_{ciclo} = \frac{\dot{W}_T - \dot{W}_B}{\dot{Q}_{CALD}} = 0.53$$

*Nota:* No se ha tenido en cuenta a la hora de calcular el rendimiento los costes energéticos generados por la ASU y el tratamiento de los gases, por lo que se vería reducido notablemente, en torno a un 8-10%.

• Temperatura pseudo-adiabática de llama ( $T_f$ ):

$$\dot{Q}_{comb} = \dot{m}_g \cdot C_{p,g} \cdot (T_f - T_o)$$

Dónde:

$T_o$  = Temperatura del aire a la entrada, se asumen 120°C

$$\begin{aligned} \dot{m}_{aire} = AF \cdot \dot{m}_{comb} &= 4.53 \frac{kg}{kg \text{ combustible}} * 55.81 \frac{kg \text{ combustible}}{s} \\ &= 252.83 \frac{kg}{s} \text{ (de aire)} \end{aligned}$$

$$\dot{m}_g = \dot{m}_{comb} + \dot{m}_{aire} = 55.81 \frac{kg}{s} + 252.83 \frac{kg}{s} = 308.64 \frac{kg}{s}$$

$C_{p,g}$  = Calor específico de los gases de combustión (humos)

Se supone un valor típico de  $1,45 \frac{kJ}{kgK}$ .

Por lo tanto:

$$T_f = T_o + \frac{\dot{Q}_{comb}}{\dot{m}_g \cdot C_{p,g}} = 120^\circ C + \frac{1518.1 * 10^6 W}{308.64 \frac{kg}{s} * 1.45 * 10^3 J/kgK} = 3511.96^\circ C$$

Se obtiene un valor altísimo para la temperatura pseudoadiabática de llama, que tendría que ser del orden de 2500 °C. Para mitigar este efecto, se recirculan los gases de escape, por lo que, una vez hallada la temperatura de los mismos, se procederá a hacer un balance del cual se obtendrá la temperatura correcta.

Estos no son los resultados definitivos, ya que en el apartado siguiente se detallará un proceso de iteración mediante el cual se llegará a unos resultados más ajustados.

## Dimensionamiento:

### DIAGRAMA PARA EL CÁLCULO:

El siguiente diagrama (Figura 10) representa el esquema del proceso iterativo que se llevará a cabo para el cálculo de todas las variables necesarias para caracterizar el proceso de transferencia de calor y para hallar las dimensiones de la caldera.

El primer paso es la suposición de unos valores iniciales para la temperatura de los gases a la salida de la zona de generación ( $T_{gs}(0)$ ) y de la temperatura del aire a la entrada de la misma ( $T_o$ ). Estos valores servirán para calcular el rendimiento de la caldera ( $\eta$ ), el calor de combustión ( $\dot{Q}_c$ ), el calor cedido al agua que circula por los tubos ( $\dot{Q}_w(0)$ ) y al cedido a los gases de la combustión ( $\dot{Q}_g$ ).

Será necesario hallar el valor del flujo de combustible necesario ( $\dot{m}_{comb}$ ), así como el flujo de los gases ( $\dot{m}_{gases}$ ). También se calculará la temperatura pseudoadiabática de llama ( $T_f$ ), que servirá para hacer una primera estimación de la temperatura de los gases en el hogar ( $T_g(0)$ ) y ésta temperatura a su vez permitirá hacer una primera aproximación del flujo de calor entre los gases y los tubos ( $q''_{gt}(0)$ ). Aunque estos dos últimos parámetros serán también iterados.

Con estos resultados se pasará al cálculo de las dimensiones de la caldera, así como del número de tubos.



A continuación, se llevará a cabo el estudio de la transferencia de calor. Primero, en el lado agua se calcularán las resistencias entre el fluido y el tubo, que servirá para calcular la temperatura de la superficie interna de los tubos de la instalación, aplicando correlaciones para flujo interno en régimen turbulento. Después, para el lado gas, se aplicará el modelo de mezcla completa, que servirá para verificar la fiabilidad de los nuevos valores hallados de  $\dot{Q}_w(1)$  y  $T_g(1)$ . Si  $\dot{Q}_w(1)$  no coincide con  $\dot{Q}_w(0)$ , será necesario suponer nuevos valores para  $T_{gs}(0)$  y  $T_o$ . Si  $T_g(1)$  no coincide con  $T_g(0)$  habrá que estimar otros valores para  $T_g(0)$  y  $q''_{gt}(0)$ .

El siguiente paso será hacer un balance en la caldera, hallando los calores de los dos recalentamientos y el economizador, que se usarán para el cálculo de la temperatura de los gases a la salida de la caldera ( $T_{gs}(1)$ ), este valor se comparará con el supuesto ( $T_{gs}(0)$ ), y si no coinciden se volverá a iterar, dándole un nuevo valor a  $T_{gs}(0)$ . Se repetirá todo el proceso las veces necesarias hasta que la solución converja.

#### HIPÓTESIS:

- Modelo de mezcla completa en el lado gas [35]:  
Hipótesis del modelo:
  - Convección despreciable.
  - Adiabático.
  - Solución moteada (la superficie de los tubos y el refractario se encuentran mezclados de forma que el factor de visión desde la pared a la superficie de los tubos es el mismo desde cualquier parte de las paredes del refractario).
  - La superficie de los tubos y el refractario se modelan como una superficie gris\* de emisividad efectiva  $\epsilon_{ef}$ .
  - Los humos se modelan como una superficie gris.
  - La llama y los humos se encuentran a la temperatura del gas  $T_g$ .
  - Corrección de gas real para calcular la resistencia ( $k = \frac{T_t}{T_g}$ ).
  - Corrección de mezcla perfecta, la temperatura de los gases a la salida de la zona de generación es menor que la temperatura media de los gases de radiación ( $T_{gs} < T_g$ ).
- Pérdidas de calor en la caldera de un 12% del calor útil, ya que es el valor típico en las calderas de carbón [33].
- Valor de  $\beta = 0.23$  porque se asume ese porcentaje de calor disponible en el hogar, al estar éste destinado a generación eléctrica [31].
- Para el cálculo de la emisividad de los gases se usa Leckner [24] (asumiendo las emisividades de la ceniza y el hollín  $\epsilon_{ceniza} = 0.22$  y  $\epsilon_{hollín} = 0.1$ ).
- Intercambio radiativo de los humos de combustión modelado con superficie moteada (carga y refractario uniformemente mezclados) [34].



Hipótesis del modelo:

- Sistema adiabático.
- Las longitudes medias de campo para la evaluación de la emisividad entre los tubos (carga) y entre los tubos y el refractario son las mismas (superficie equivalente moteada).
- El gas se encuentra a una temperatura efectiva de emisión ( $T_g$ ) y se considera que no presenta reflectancia.
- El factor de visión hacia la carga desde cualquier punto del recinto es igual a la fracción de área total cubierta por la carga.
- El factor de visión hacia el refractario desde cualquier punto del recinto es igual a la fracción de área total cubierta por el refractario.
- Se supone un valor de  $0.00043 \text{ m}^2\text{K/W}$  para el factor de ensuciamiento en las paredes internas de los tubos.
- Temperatura media del fluido. En subcrítico se considera como la temperatura de saturación al haber un cambio de fase. En este caso se toma una temperatura media de esta zona aproximada del diagrama, que es la que pasa por la caldera:



- Datos supuestos y constantes (podrían cambiarse y obtener otros resultados):

Espesor tubos (e)	5 mm
Diámetro interno tubos (di)	43 mm
Emisividad tubos ( $\epsilon_t$ )	0.85
Velocidad diseño tubos ( $U_m$ )	1.3 m/s
Espaciado tubos (pt)	70 mm
Conductividad térmica del acero ( $k_A$ )	40 W/mK
Temperatura ambiente ( $T_a$ )	36 °C
Constante de Stefan-Boltzman ( $\sigma$ )	$5.67 * 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$
Calor específico gases combustión ( $C_{p,g}$ )	1.45 kJ/kgK
Geometría caldera	Base cuadrada

Tabla 10. Datos supuestos y constantes para el proceso iterativo.

\*Nota: una superficie gris se refiere a la suposición de que la emisividad de una superficie es constante ante cualquier longitud de onda.

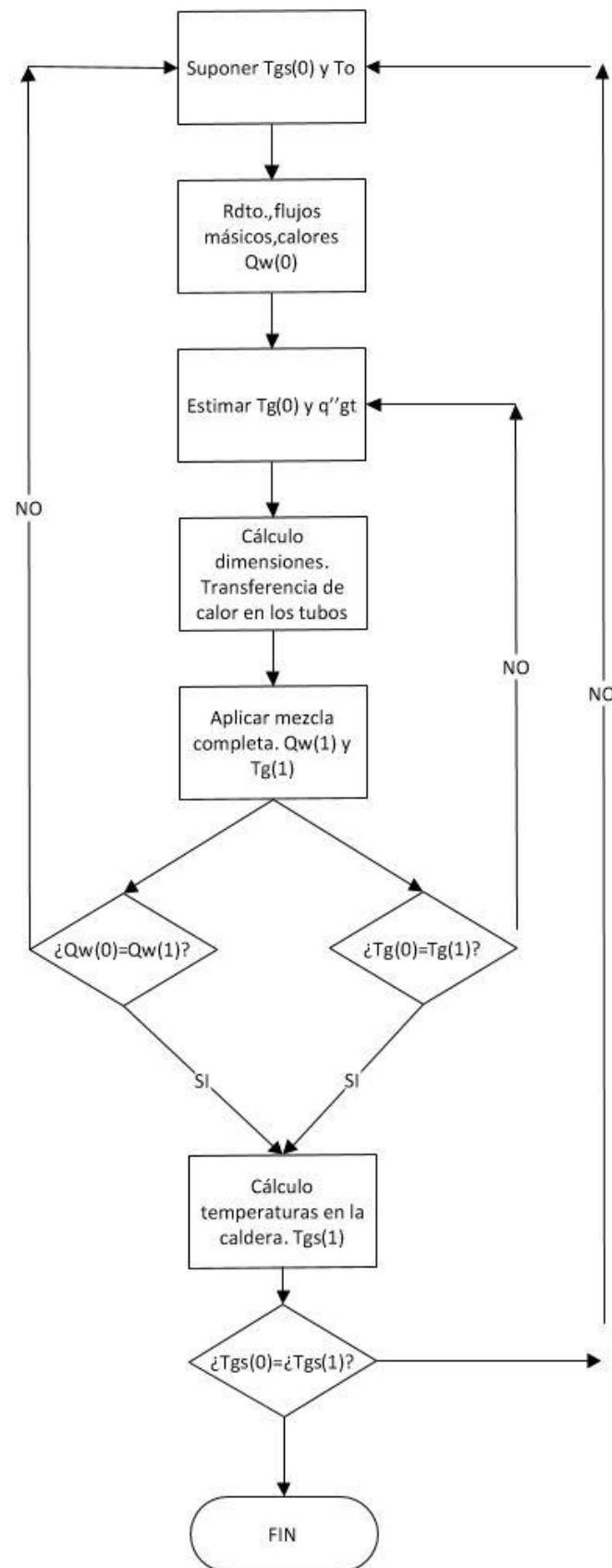


Figura 10. Diagrama del proceso de cálculo hecho en Visio.

RELACIÓN DE ECUACIONES:

<b>CALDERA</b>	<b>ECUACIONES</b>
Rendimiento	$\eta = 1 - \frac{(AF + 1) * C_{p,g} * (T_{gs} - T_o)}{LHV} \quad (1)$
Calor de combustión	$\dot{Q}_c = \frac{\dot{Q}_u}{\eta} \quad (2)$
Flujo másico combustible	$\dot{m}_{comb} = \frac{\dot{Q}_c}{LHV} \quad (3)$
Flujo másico gases	$\dot{m}_{gases} = (AF + 1) * \dot{m}_{comb} \quad (4)$
Temperatura pseudoadiabática de llama	$T_f = T_o + \frac{LHV}{(AF + 1) * C_{p,g}} \quad (5)$
Temperatura de los gases	$T_g = \frac{T_f + T_o}{2} \quad (6)$
Flujo de calor gas-tubo	$q''_{gt} = (1 - \beta) * \sigma * T_g^4 \quad (7)$
Balance en la caldera	$\dot{Q}_c = \dot{Q}_w + \dot{Q}_g + \dot{Q}_{perd} \quad (8)$
Calor cedido a los gases	$\dot{Q}_g = \dot{m}_g * C_{p,g} * (T_{g,s} - T_o) \quad (9)$
Calor cedido al agua	$\dot{Q}_w = \dot{Q}_c - \dot{Q}_g - \dot{Q}_{perd} \quad (10)$

Tabla 11. Ecuaciones para el balance térmico de la caldera.

<b>DIMENSIONAMIENTO</b>	<b>ECUACIONES</b>
Área lateral de los tubos	$A_{tub} = \frac{\dot{Q}_w}{q''_{gt}} \quad (11)$
Número de tubos	$N_{tub} = \frac{4 * \dot{m}_{agua}}{\rho * u_m * \pi * d_i^2} \quad (12)$
Longitud de tubo	$L_{tub} = \frac{A_{tub}}{N_{tub} * \pi * d_e} = H \quad (13)$
Lado de la caldera	$Lado = \frac{N_t * p_t}{4} \quad (14)$
Área lateral caldera	$A_1 = N_t * p_t * L_t \quad (15)$

Área total	$A_{tot} = A_1 + 2 * Lado^2$ (16)
Área para el cálculo del efecto volumétrico.	$A_T = A_1 + A_{tot}$ (17)
Volumen total	$V_T = Lado^2 * H$ (18)

Tabla 12. Tabla de ecuaciones para el dimensionamiento de la caldera.

TUBOS. FLUJO INTERNO	ECUACIONES
Resistencia de conducción	$R_{cond} = \frac{\ln(\frac{d_e}{d_i})}{2 * \pi * k_A * L_{tub} * N_{tub}}$ (19)
Número de Reynolds	$Re = \frac{u_m * \rho * d_i}{\mu}$ (20)
Número de Prandtl	$Pr = \frac{C_p * \mu}{k}$ (21)
Número de Nusselt (Dittus-Boelter)	$Nu = \frac{h_v * d_i}{k} = 0.023 * Re^{\frac{4}{5}} * Pr^{0.4}$ (22)
Coeficiente de transferencia de calor	$h_v = \frac{Nu * k}{d_i}$ (23)
Resistencia de convección	$R_{conv} = \frac{1}{h_v * \pi * d_i * L_t * N_{tub}}$ (24)
Resistencia de ensuciamiento	$R_{ens} = \frac{\text{factor ensuciamiento } (\frac{m^2 K}{W})}{L_{tub} * N_{tub} * d_e * \pi}$ (25)
Resistencia total	$R_T = R_{cond} + R_{conv} + R_{ens}$ (26)
Calor cedido al agua en los tubos	$\dot{Q}_w = \frac{(T_t - T_{fluido})}{R_T}$ (27)
Temperatura de la superficie interior de los tubos	$T_t = \dot{Q}_w * R_T + T_{fluido}$ (28)

Tabla 13. Ecuaciones para la transferencia de calor en los tubos

LADO GAS	ECUACIONES
Resistencia lado gas con corrección de gas real	$R_{T,cr} = (\frac{\frac{1 - k^3}{1 - k^4}}{\frac{1}{A_1} * (\frac{1}{\varepsilon_{ef}} + C * (\frac{1}{\varepsilon_g} - 1))})^{-1}$ (29)
Longitud del campo media	$L_0 = 3.5 * \frac{V_T}{A_T}$ (30)

Parámetro para el cálculo del efecto volumétrico	$C = \frac{A_1}{A_T} \quad (31)$
Parámetro para el factor de visión	$B = \frac{p_t}{d_e} \quad (32)$
Factor de corrección de gas real	$k = \frac{T_t}{T_g} \quad (33)$
Factor de visión gas-tubos	$F_{gt} = 1 - \frac{1}{B} * \left( (B^2 - 1)^{0.5} - \arccos\left(\frac{1}{B}\right) \right) \quad (34)$
Emisividad efectiva	$\varepsilon_{ef} = \left[ \frac{1}{F_{gt}(2 - F_{gt})} + \frac{B}{\pi} \left( \frac{1}{\varepsilon_t} - 1 \right) \right]^{-1} \quad (35)$

Tabla 14. Ecuaciones del modelo de mezcla completa y de superficie moteada

ADIMENSIONALIZACIÓN ECS. LADO GAS. COMPROBACIONES	ECUACIONES
Densidad de calentamiento reducida	$D' = \frac{R_{T,cr} * \dot{Q}_c}{\sigma * T_f^3 * (T_f - T_o)} \quad (36)$
Diferencia fraccional de T en los tubos	$\tau = \frac{T_t}{T_f} \quad (37)$
Fórmula para el cálculo de la eficiencia reducida	$D' * Q' + \tau^4 = \left( 1 - \frac{Q'}{d} \right)^4 \quad (38)$
Comprobación de $Q_w$	$Q_w = \frac{Q' * \dot{Q}_c * T_f}{(T_f - T_o)} \quad (39)$
Comprobación de $T_g$	$T_g = \sqrt[4]{\frac{Q_w * R_{T,cr}}{\sigma} + T_t^4} \quad (40)$
Se cumple si $0.02 < D' < 1$ con $d=4/3$	$\Delta' = \left( 1 - \frac{1}{d} \right) * Q' \quad (41)$
Diferencia fraccional de la caída de T en los gases de salida.	$\Delta' = \frac{\Delta T_g}{T_f} \quad (42)$
Diferencia de la temperatura en los gases	$\Delta T_g = \Delta' * T_f = T_g - T_{g,out} \quad (43)$

Tabla 15. Ecuaciones adimensionales y comprobaciones.

BALANCE DE CALOR EN LA CALDERA	ECUACIONES
Calor en el primer recalentamiento	$\dot{Q}_{1R} = \dot{m}_5 * (h_6 - h_5) \quad (44)$
Temperatura a la salida del primer recalentamiento	$T_{salida,1R} = T_{g,out} - \frac{\dot{Q}_{1R}}{\dot{m}_g \cdot C_{p,g}} \quad (45)$
Calor desprendido en el segundo recalentamiento	$\dot{Q}_{2R} = \dot{m}_7 * (h_8 - h_7) \quad (46)$
Temperatura a la salida del segundo recalentamiento	$T_{salida,2R} = T_{salida,1R} - \frac{\dot{Q}_{2R}}{\dot{m}_g \cdot C_{p,g}} \quad (47)$
Calor en el economizador	$\dot{Q}_{eco} = \dot{Q}_u - \dot{Q}_{1R} - \dot{Q}_{2R} - \dot{Q}_w \quad (48)$
Temperatura de salida de los gases	$T_{gs} = T_{salida,2R} - \frac{\dot{Q}_{eco}}{\dot{m}_g \cdot C_{p,g}} \quad (49)$

Tabla 16. Ecuaciones del balance de calor en la caldera.

DETERIORO EN LA TRANSFERENCIA DE CALOR	ECUACIONES
Número de Grashof	$Gr = 3 * 10^{-5} * Re^{2.75} * Pr^{0.5} * \left( 1 + 2.4 * Re^{-\frac{1}{8}} * \left( Pr^{\frac{2}{3}} - 1 \right) \right) \quad (50)$
Criterio para despreciar el deterioro	$\frac{Gr}{Re^{2.7}} < 10^{-5} \quad (51)$

Tabla 17. Comprobación del deterioro de la transferencia de calor.

### RESULTADOS:

De acuerdo con la metodología a seguir, se establecen unos valores a iterar:

$T_{gs}(0) = 480^\circ C$
$T_o = 130^\circ C$

Se asumen unos valores iniciales para la temperatura de los gases a la salida de la caldera que serán recirculados y para la temperatura del aire que entra en la caldera.

Propiedades del agua a la temperatura estimada del fluido que circula por los tubos y en esas condiciones de presión, obtenidas con Coolprop:

Temperatura fluido	390 °C
Presión	27914.7 kPa
Densidad ( $\rho$ )	958.786 kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad dinámica ( $\mu$ )	2.46*10 <sup>-4</sup> Pa.s
Conductividad térmica (k)	6.981*10 <sup>-4</sup> kW/m.K
Calor específico ( $c_p$ )	4.175 kJ/K.kg

Tabla 18. Propiedades del fluido en la caldera

Con esos valores supuestos se ha obtenido, en el hogar de la caldera:

(1)  $\eta = 0.897$

(2)  $\dot{Q}_c = 1608 \text{ MW}$

(3)  $\dot{m}_{comb} = 59.128 \text{ kg/s}$

(4)  $\dot{m}_{gases} = 327.269 \text{ kg/s}$

De forma que la nueva temperatura pseudoadiabática de llama queda:

(5)  $T_f = 3519^\circ\text{C}$

La primera suposición de la temperatura media radiativa de los gases será, en consecuencia:

(6)  $T_g = 1825^\circ\text{C}$

Y el flujo de calor:

(7)  $q''_{gt} = 8.45 * 10^5 \text{ W/m}^2$

Las ecuaciones (6) y (7) sirven para dar un primer valor a la iteración, pero se volverá sobre ellos para cuadrar los cálculos. Finalmente se tomarán los valores de  $T_g(0) = 1875^\circ\text{C}$  y  $q''_{gt}(0) = 6.5 * 10^5 \text{ W/m}^2$

Si con (9) se halla el calor cedido a los gases  $\dot{Q}_g = 161.1 \text{ MW}$  se podrá despejar de (10) el calor cedido al agua  $\dot{Q}_w(0) = 1269 \text{ MW}$  ya que de la ecuación (8) se considera el calor perdido como un 12% del útil ( $\dot{Q}_{per} = 173.1 \text{ MW}$ ).

El área lateral de los tubos se puede calcular mediante (11)  $A_{tub} = 1953 \text{ m}^2$ .

Con este valor será posible hallar el número de tubos del que consta la caldera mediante (12)  $N_{tub} = 243$  tubos.

Si se despeja la longitud de los tubos de (13)  $L_{tub} = 48.275$  se tendrá el valor de la altura del hogar de la caldera.

El ancho se despeja de (14)  $Lado = 4.253 \text{ m}$ .

Para el cálculo del área lateral de la caldera será necesario despejar (15)  $A_1 = 820.853 \text{ m}^2$ . Finalmente, el área total será  $A_{tot} = 857.021 \text{ m}^2$ , de (16).

De (17) se extrae  $A_T = 1678 \text{ m}^2$  que será necesaria para calcular la emisividad de los gases en la caldera, al igual que el volumen total de la misma será, que será (18)  
 $V_T = 872.67 \text{ m}^3$ .

Ancho caldera	4.253 m
Altura caldera	48.275
Número de tubos	243

Tabla 19. Resultado dimensionamiento del hogar de la caldera.

Estas son las dimensiones del hogar de la caldera, sin contar la altura que se le añadiría con los tubos del sobrecalentador y recalentador. Son unos resultados orientativos, ya que está limitado por la asunción de muchas simplificaciones y errores relativamente altos.

- Cálculo de la transferencia de calor:

Para la convección en el interior de los tubos será necesario aplicar las correlaciones para flujo interno.

De (20)  $Re = 2.179 * 10^5$  y de (21)  $Pr = 1.471$ . Lo que asegura flujo turbulento y que se puede aplicar Dittus-Boelter porque los valores se encuentran dentro del rango.

Llegado este punto, como ya se planteó en el capítulo destinado a la caldera, será necesario comprobar si hay deterioro en la transferencia de calor mediante la resolución de (50)  $Gr = 2.006 * 10^{10}$ . Se observa que (51) no se cumple al haber obtenido un valor de  $\frac{Gr}{Re^{2.7}} = 7.747 * 10^{-5}$ , que no es  $< 10^{-5}$ , por tanto sí existe este deterioro y los valores obtenidos no serán exactos. Es decir, sería necesario evaluar la transferencia de calor localmente y no de forma global, ya que la altura a la que el fluido pasa de líquido saturado a vapor sobrecalentado no es exacta y es difícil de estimar.

Solucionando (22) el valor de  $Nu = 500.445$  se introduce en la ecuación (23) obteniendo un coeficiente de transferencia de calor de  $h_v = 8.125 * 10^3 \frac{W}{m^2 * K}$ . Al obtener un valor tan alto, la resistencia será pequeña en consecuencia, y por lo tanto, la convección no será controlante en la transferencia de calor.

Calculando las resistencias:

$$(24) R_{conv} = 7.77 * 10^{-8} \frac{K}{W}$$

$$(19) R_{cond} = 7.095 * 10^{-8} \frac{K}{W}$$

$$(25) R_{ens} = 2.202 * 10^{-7} \frac{K}{W}$$



$$(26) R_T = 3.689 * 10^{-7} \frac{K}{W}$$

De la ecuación (28) se puede despejar la temperatura de la superficie interior de los tubos  $T_t = 858.149^\circ C$ . Este valor es muy alto, no existe material capaz de soportarlo. Es por eso que se utilizarán tubos corrugados para mitigar el efecto de este fenómeno.

En el siguiente paso será necesario calcular la validez de los valores supuestos.

- Al aplicar el modelo de mezcla completa se obtiene lo siguiente:

$$L_0 = 3.564 \quad (30)$$

Mediante Leckner se obtiene el siguiente valor de emisividad de los humos de combustión (ver Anexo).  $\varepsilon_g = 0.662$

$$C = 0.489 \quad (31)$$

$$B = 1.321 \quad (32)$$

$$k = 0.527 \quad (33)$$

$$F_{gt} = 0.886 \quad (34)$$

$$\varepsilon_{ef} = 0.92 \quad (35)$$

Estos parámetros permitirán calcular la resistencia del lado gas de la ecuación (29)

$$R_{T,cr} = 1.761 * 10^{-3} 1/m^2$$

Despejando a continuación las siguientes ecuaciones:

$$D' = 0.27 \quad (36)$$

$$d = 4/3$$

$$\tau = 0.298 \quad (37)$$

$$Q' = 0.51 \quad (38)$$

$$Q_w(1) = 917.3 MW \quad (39)$$

Se puede observar que hay un error del 27.7% respecto al primer valor iterado ( $Q_w(0)$ ). Es un error considerable pero es el más bajo que se pudo alcanzar en este diseño.

$$T_g(1) = 2070^\circ C \quad (40)$$

Que tiene un error del 9.064% con respecto a la estimada ( $T_g(0)$ ), un error aceptable de acuerdo con las circunstancias.

Con un balance de las temperaturas de la caldera se podrá comprobar si la temperatura de gases a la salida inicialmente supuesta es cierta.

$$\Delta' = 0.127 \quad (41)$$

$$\Delta T_g = 483.233 K \quad (42)$$

$$\Delta T_{g,out} = 1586^\circ C \quad (43)$$

Temperatura de los gases a la salida de su primer paso por la caldera.

Del primer recalentamiento se extrae:

$$\dot{Q}_{1R} = 253.4 \text{ MW} \quad (44)$$

$$T_{salida,1R} = 1586^{\circ}\text{C} \quad (45)$$

Y del segundo:

$$\dot{Q}_{2R} = 270.3 \text{ MW} \quad (46)$$

$$T_{salida,2R} = 482.928^{\circ}\text{C} \quad (47)$$

Este valor permitirá calcular el calor transferido en el economizador y, en consecuencia, la temperatura de los gases a la salida de la caldera que serán recirculados a la misma.

$$\dot{Q}_{eco} = 1.269 \text{ MW} \quad (48)$$

$$T_{gs}(1) = 480.254^{\circ}\text{C} \quad (49)$$

El error respecto al valor iterado es del 0.034%, por lo que la estimación de los gases para la recirculación ha sido muy buena. Este resultado permite calcular la temperatura en el hogar, al recircular estos gases.

$$\frac{T_{gs} + T_f}{2} = 1819.5^{\circ}\text{C}$$

Que es un valor mucho más razonable, ya que se aproxima mucho más a los valores que se obtienen para esta temperatura en las calderas convencionales.

El nuevo rendimiento del ciclo con los datos obtenidos será:

$$\eta_{ciclo} = \frac{\dot{W}_T - \dot{W}_B}{\dot{Q}_{CALD}} = 0.504$$

Al cual le restaremos un 9% para considerar las pérdidas generadas con la instalación de la ASU, como ya se explicó.

$$\eta_{ciclo} = 0.414$$

### 6.3.4 CONCLUSIONES

Se puede colegir que, además de necesitar nuevos materiales y técnicas de soldadura en la caldera, la implantación de esta tecnología exige la sustitución de las turbinas de vapor de alta del ciclo sub-crítico por otras que soporten las condiciones de trabajo, con lo que aumenta notablemente el sobre coste del proyecto.

Como ya se ha comentado, los resultados obtenidos en cuanto a las dimensiones están muy limitados por las simplificaciones aplicadas, por lo que no son exactos, son un ejemplo del orden de magnitud que deberían tener.

Como se explicaba en el capítulo dedicado a la caldera, la transferencia de calor mejora para grandes gastos máscicos de agua, es por eso que se ha considerado una velocidad de diseño en los tubos de 1,3 m/s, de manera que se obtenga:  $G_{máscico} = \rho * u_m = 1246 \frac{kg}{m^2 * s}$ , que está en el rango de los valores deseados.

## 7. ESTUDIO ECONÓMICO

---

Este capítulo está destinado a la redacción de un presupuesto orientativo, del que sacar el orden de magnitud del coste de una obra de estas características. También se hará un repaso de la normativa vigente para este tipo de instalaciones.

### 7.1 MARCO REGULADOR

Es necesario asegurarse de que la planta diseñada cumple con la normativa vigente en cuanto a abastecimiento del carbón y emisiones contaminantes.

De acuerdo con la aprobación del denominado “Nuevo Marco de actuación para la minería del carbón y las comarcas mineras en el periodo 2013-2018” [11], se reconoce que el carbón nacional es un combustible necesario para garantizar la seguridad en el suministro eléctrico, debido en parte a la intermitencia de las fuentes renovables. Aunque este convenio está enfocado a la competitividad y la seguridad de la minería, es interesante porque garantiza la posibilidad de abastecer la central propuesta con carbón autóctono en caso de ser necesario, aunque por la localización de la planta también se podría optar por adquirir carbón por mar.

También es necesario hacer referencia a la Orden del 17 de Marzo de 1981, Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP1 del reglamento de Aparatos a Presión relativa a “Calderas, economizadores, precalentadores, sobrecalentadores y recalentadores” [12]. De manera que se asegure que el diseño elegido cumple con los requisitos.

En cuanto a la política de emisiones, es inevitable hacer referencia a las siguientes disposiciones [13], de manera que habrá que analizar las emisiones de la planta para cumplirlas:

La Directiva 2001/80/CE, de 23 de octubre, del Parlamento Europeo y del Consejo, sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de Grandes Instalaciones de Combustión (Directiva GIC) .

La Directiva 2001/81/CE, de 23 de octubre, del Parlamento Europeo y del Consejo, sobre techos nacionales de emisión de determinados contaminantes atmosféricos: SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, COV, NH<sub>3</sub> (Directiva TNE).

De modo que, el diseño de la central esté enfocado a una emisión de gases de chimenea con una concentración de contaminantes dentro de la norma establecida.

En cuanto al carbón bituminoso, se estima que emite 8750 g de CO<sub>2</sub> por cada kWh [14].

Una vez comprobado que cumple con las restricciones vigentes para las emisiones, será necesario comprobar también que cumple las políticas de ruido, siendo necesario un trabajo de insonorización en caso contrario.

Eficiencia energética:

Como se explicó en su correspondiente apartado, la eficiencia del ciclo térmico ronda el 41.4%, teniendo en cuenta el consumo de la ASU. Esto representa una leve mejora respecto al ciclo Rankine subcrítico.

## **7.2 PRESUPUESTO**

### *INVERSIÓN INICIAL*

A la hora de adaptar la central es necesario adquirir una unidad de fraccionamiento de aire (ASU) y un sistema para tratar el CO<sub>2</sub>, así como un módulo para la limpieza de los gases procedentes de la combustión. Esto da un coste aproximado de 560 €/kWe, que es un coste significativo. Una central de estas características genera unos 810 MW, lo que se traduce en un coste de 453.600.000€.

La adquisición de nuevas turbinas de alta supondría sumar al presupuesto 500.000\$ por cada nuevo aparato, una única turbina en este caso. [25] (Conversión: 445.471,36 €).

## MATERIALES

Para las dimensiones de la [Tabla 19](#) y haciendo uso de los datos de la [Tabla 7](#):

\*Nota: densidad media del acero: 7850kg/m<sup>3</sup>.

- Tubos:

$$V = \pi * (r_e^2 - r_i^2) * H = \pi * [(26.5 * 10^{-3})^2 - (21.5 * 10^{-3})^2] * 48.257 \\ = 0.0364 \text{ m}^3$$

$$m = V * \rho * N_{tub} = 0.0364 \text{ m}^3 * 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 243 = 69.406 \text{ toneladas}$$

$$\text{Precio} = 69.406 \text{ toneladas} * 579 \frac{\text{€}}{\text{ton}} = 40.186,106 \text{ €}$$

- Caldera:

$$V = 872.67 \text{ m}^3$$

$$m = V * \rho = 872.67 * 7850 = 6850.5 \text{ toneladas}$$

$$\text{Precio} = 6850.5 \text{ ton} * 866 \frac{\text{€}}{\text{ton}} = 5.932.497.93 \text{ €}$$

- Total materiales:

$$\text{Total} = 5.972.684,036\text{€}$$

## COMBUSTIBLE

La producción eléctrica mediante carbón cuesta de media 701111 €/MWh[26].

Para el caso de esta planta, obtenemos un flujo másico de combustible de 59.128 kg/s, de manera que en un año se consumen 1.864.660,61 toneladas.

En cuanto a la forma de abastecimiento, el carbón extranjero traído por mar tiene un precio aproximado de 132 \$ por tonelada, mientras que el carbón de origen nacional está actualmente en los 82 \$/ton, y se cree que este último dato será relativamente estable en los próximos meses mientras el precio del carbón internacional sufrirá fluctuaciones [27].

Aunque habría que sumar gastos de transporte, se considerará el carbón nacional traído por carretera como la opción más ventajosa para el modelo.

Por tanto, se estima un gasto anual de 152.902.169,9 \$ o, lo que es lo mismo, 136.418.857,2 €

### *OTROS GASTOS*

También se hace necesario destacar la existencia de otros gastos no reflejados, ya que no dependen del proceso de adaptación de la planta, pero que sería necesario considerarlos en un proyecto real: licencias de obra, aprobación de proyecto, transporte de materiales, mano de obra y medidas de seguridad.

### *TOTAL*

En consecuencia, el resumen del presupuesto será:

Material	5.972.684,04 €
ASU y limpieza	453.600.000€
Combustible	136.418.857,2 €
Turbina de alta	445.471,36 €
<b>TOTAL</b>	<b>596.437.012,6 €</b>

Tabla 20. Presupuesto de la adaptación

Es conveniente recordar que es tan sólo una aproximación al orden de magnitud, ya que el precio de los elementos considerados (carbón y acero) fluctúa continuamente.

## **7.3 ALTERNATIVAS**

El presupuesto considerado es alto, pero el objetivo principal no es el ahorro económico, sino obtener un mayor rendimiento del carbón para reducir las emisiones contaminantes a la atmósfera.

Alternativas posibles:

- Adquirir el carbón por mar: la consecuencia más evidente sería el encarecimiento del proyecto, pero también repercutiría en la economía nacional de manera negativa al invertir en materia prima extranjera.

- Mantener la planta con ciclo supercrítico: no supondría desembolso económico pero podría desembocar en un cierre a largo plazo por no cumplir con las políticas de emisiones. También sería posible implementar algún mecanismo de reducción de emisiones como los detallados en el Anexo.
- Adquisición de materiales más baratos para la construcción de la caldera: además de que podría resultar potencialmente peligroso, le restaría años de vida útil; aunque redujese notablemente el desembolso económico.

## 8. CONCLUSIONES

---

En consecuencia, se considerará adecuado el modelo planteado para establecer el orden de magnitud de una obra de estas características, a pesar de las simplificaciones asumidas.

Entre las desventajas del modelo destaca la poca exactitud del diseño de la caldera, motivado por la dificultad de los cálculos y la falta de acceso a datos y software adecuados. También es inconveniente el tener que adquirir materiales y equipo adecuados a las condiciones de presión y temperatura de trabajo.

La ventaja principal es el aumento en la eficiencia de la central, de un 35 a un 41.4%. También se hace necesario destacar la reducción de emisiones contaminantes, ya que es el fin último del proyecto.

### OTROS FACTORES A TENER EN CUENTA

Para un óptimo funcionamiento de la central se debe contar con algunos elementos que faciliten las distintas etapas del proceso relatado:

- 1) Cercanía de una zona de almacenamiento de CO<sub>2</sub> y su correspondiente sistema de transporte y distribución. ✓

En el BOE de febrero de 2008 [23] se contemplaron 10 posibles lugares que podrían ser futuros emplazamientos de depósitos de CO<sub>2</sub>, ubicándose uno de ellos en el denominado “Almacén 2”, entre Teruel y Castellón, el cual sería muy adecuado a las necesidades de la central. Aún no ha sido construido por lo que sería una decisión basada en un futuro no muy inmediato (10 años

aproximadamente). Lo cual sería correcto, ya que el enfoque de este proyecto está orientado hacia el futuro.

2) Espacio disponible en las inmediaciones. ✓

En principio no sería un problema, aunque habría que estudiar la viabilidad de tirar estructuras existentes que ya no serán necesarias.

3) Suministro de agua. ✓

Al encontrarse a escasa distancia del mar y existir ya una red de abastecimiento de agua salada, esto no supondría un problema.

4) Abastecimiento de carbón. O bien proximidades de cuencas mineras o existencia de puertos cercanos. ✓

El cumplimiento de estos determina significativamente a la viabilidad del proyecto, ya que reduce considerablemente las posibles inconvenientes a la hora de realizar la obra.



## 9. REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA

---

### BIBLIOGRAFÍA

- [1]( <http://www.greenfacts.org/es/glosario/tuv/tecnologia-supercritica-ultra-supercritica.htm>)
- [2] Artículo de Diciembre de 2013 de Fieras de la Ingeniería.  
(<http://www.fierasdelaingenieria.com/la-evolucion-de-las-turbinas-supercriticas-mayor-eficiencia-y-menores-emisiones/>)
- [3] Artículo de Mayo de 2010 de Bright Hub Engineering.  
(<http://www.brighthubengineering.com/power-plants/32896-how-are-supercritical-boilers-different-from-subcritical-boilers/>)
- [4] Foro Nuclear. Energía 2015 (<http://www.foronuclear.org/es/energia/2015>)
- [7] IEA (international Energy Agency) Tracking Clean Energy Progress 2015 report  
(<http://www.iea.org/etp/tracking2015/figures/ccs/>)
- [8] ([http://hidrocarburos.blogspot.com.es/p/blog-page\\_4320.html](http://hidrocarburos.blogspot.com.es/p/blog-page_4320.html))
- [11] Enerclub. Artículo sobre el marco regulador  
([https://www.enerclub.es/El\\_sector/Sectores\\_energeticos/Carbon/](https://www.enerclub.es/El_sector/Sectores_energeticos/Carbon/))
- [13] Plan nacional de reducción de emisiones de las grandes instalaciones de combustión existentes  
([http://www.minetur.gob.es/energia/desarrollo/Medioambiente/Documents/PNRE\\_DIC2007.pdf](http://www.minetur.gob.es/energia/desarrollo/Medioambiente/Documents/PNRE_DIC2007.pdf))
- [14] CO<sub>2</sub> emissions from fuel combustion. Highlights (2015 edition). Pág. 35.  
(<https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/CO2EmissionsFromFuelCombustionHighlights2015.pdf>)
- [15] Artículo de Ecologistas en Acción de Febrero de 2011  
(<http://www.ecologistasenaccion.es/article19495.html?artpage=7-7>)
- [18] Development of High(7-12%) Chromium Martensitic Steels  
([https://www.astm.org/BOOKSTORE/PREVIEWM3/Chapter2\\_Mono3.pdf](https://www.astm.org/BOOKSTORE/PREVIEWM3/Chapter2_Mono3.pdf))
- [19] Tianjin Shenghui Steel Trading Co., Ltd. (<http://shenghuigangtie.en.made-in-china.com/product/woAmuCOvryUa/China-Best-Price-Seamless-Steel-Pipe-12CrMoV.html>)
- [20] Aceros Urssa ([www.acerosurssa.es/es/aceros-para-calderas-y-depositos/11-urssa-p355-p460-aceros-de-grano-fino-para-para-cisternas.html](http://www.acerosurssa.es/es/aceros-para-calderas-y-depositos/11-urssa-p355-p460-aceros-de-grano-fino-para-para-cisternas.html))
- [21] Aceros Urssa (<http://www.acerosurssa.es/es/aceros-para-calderas-y-depositos/9-urssa-hii-p265gh-acero-para-calderas.html>)
- [23] ([http://hidrocarburos.blogspot.com.es/p/blog-page\\_4320.html](http://hidrocarburos.blogspot.com.es/p/blog-page_4320.html))
- [25] Rango de precios (<http://www.made-in-china.com/productdirectory.do?subaction=hunt&style=b&mode=and&code=0&comProvince=nolimit&order=0&isOpenCorrection=1&word=high+pressure+turbine>)

- [26] Artículo de La Vanguardia del 11 de Enero de 2016.  
(<http://www.lavanguardia.com/natural/20160111/301318198522/precio-carbon-termicas-espana.html>)
- [27] Artículo del Diario de León del 14 de Enero de 2011  
([http://www.diariodeleon.es/noticias/afondo/carbon-nacional-es-ya-mas-barato-mineral-importacion\\_577538.html](http://www.diariodeleon.es/noticias/afondo/carbon-nacional-es-ya-mas-barato-mineral-importacion_577538.html))
- [33] Artículo técnico sobre eficiencia en calderas.  
([http://www.thermal.cl/prontus\\_thermal/site/artic/20110602/asocfile/20110602102250/articulo\\_\\_\\_eficiencia\\_en\\_calderas.pdf](http://www.thermal.cl/prontus_thermal/site/artic/20110602/asocfile/20110602102250/articulo___eficiencia_en_calderas.pdf))

## REFERENCIAS

- [5] Datos de 2013 tomados del PRTR
- [6] Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation. B.J.P.Buhre, L.K.Elliott, C.D.Sheng, R.P. Gupta, T.F.Wall
- [9] Instituto Austral de Chile. Apuntes de Ingeniería de Servicios (ITCL 286)
- [10] *Boiler materials for Ultra-Supercritical coal power plants. Steamside oxidation.* R.Viswanathan, J.Sarver, J.M. Tanzosh
- [12] «BOE» núm. 84, de 8 de abril de 1981, páginas 7598 a 7612
- [16] Valero, A.; Torres, C.; Lozano, M.A. *On the unification of thermoeconomic theories.* (1989)
- [17] Sadik Kakac. *Boilers ,evaporators and condensers.* John Wiley and sons. (1991)
- [22] Dato obtenido de Aceros Urssa.
- [24] B. Leckner, *Spectral and total emissivity of water vapor and carbon dioxide. Combustion and Flame.* 1972;19:33-48
- [28] Makino K. Personal Communication. Ishikawajima-Harima heavy industries, Tokyo, Japan, 2003.
- [29] Nsakala NY, Marion J, Bozzuto C, Liljedahl G, Palkes M,Vogel D, et al. *Engineering feasibility of CO2 capture on an existing us coal-fired power plant.* First national conference on carbon sequestration, Washington DC, May 14–17 2001.
- [30] Dan Huang, Zan Wu, Bengt Sundén, Wei Li. *A brief review on convection heat transfer of fluids at supercritical* (Nov 2015)
- [31] Basu, P. Kefa, Cen, Jestin,L. *Boilers and burners design and theory.* Springer 200.
- [32] Gang Xu, Cheng Xu, Yongping Yang, Yaxiong Fang, Luyao Zhou, Kai Zhang. *Novel Partial-subsidence tower-type boiler desing in a ultra-supercritical power plant.* (North China Electric Power University, Agosto de 2014).
- [34] Hottel, H.C. and Sarofin. *A.F.m Radiative Transfer.* Mc.GrawHill. 1967.
- [35] Mullinger, P., and Jenkins, B. *Industrial and Process Furnaces: Principles, Design and Operation.* 2008 Elsevier Ltd

# 10. ANEXO

---

## 10.1 OTROS SISTEMAS DE CAPTURA DEL CO<sub>2</sub>

Existen otros sistemas además de la oxidación para la captura del CO<sub>2</sub>, que aquí se explican brevemente.

### a) POST-COMBUSTIÓN:

A partir de los gases de combustión, este proceso comprende varias etapas: primero se comprimen los gases de combustión húmedos, posteriormente se secan estos gases a la salida del compresor. A continuación se vuelven a comprimir ya secos a presión de condensación, para finalmente bombear este producto a la presión de la tubería.

Este proceso de compresión y purificación de los gases consume energía eléctrica de manera inversamente proporcional a la composición en CO<sub>2</sub> de los mismos, de forma que a mayor porcentaje de dióxido de carbono la demanda de potencia de la unidad disminuye; ya que el volumen que ha de ser comprimido para purificar una misma cantidad de CO<sub>2</sub> es mucho menor.

Este método tiene la ventaja de que es una tecnología comercializada y que la modificación a la central para su implantación sería mínima. Por otro lado, este sistema requiere el tratamiento de volúmenes de gases mucho mayores que en pre-combustión.

### b) PRE-COMBUSTIÓN:

Consiste en el tratamiento del combustible antes de la fase de combustión. Aunque los costes son menores que en el proceso anteriormente explicado ya que los gases de combustión salen a mayor presión y concentración, se consiguen menores concentraciones de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub> y se puede utilizar con casi todo tipo de combustibles fósiles; esta tecnología exige que el combustible sea convertido a gas sintético previamente y que se modifiquen turbinas, calderas y calentadores.

## 10.2 ASPECTOS DE SEGURIDAD Y OTRAS PARTES DE LA CENTRAL

Hay ciertas partes de la central que no será posible diseñar por falta de tiempo y que sólo serán explicadas brevemente.

### 10.2.1 Evaporador

En las calderas supercríticas el calderín desaparece y el evaporador es de un solo paso. Hay distintas configuraciones posibles que afectan tanto a la pérdida de carga como a la transferencia de calor.

### 10.2.2 Bomba de agua de alimentación

En estos proyectos se suele optar por turbobombas (bombas accionadas por turbina de vapor) para elevar la presión del agua de alimentación de la caldera.

Así mismo también se cuenta con una motobomba auxiliar para el agua de alimentación en caso de fallo, así como para arrancar el generador.

### 10.2.3 Torre de refrigeración

A causa del tamaño de la central descrita será necesario contar con varias torres de refrigeración refrigeradas por agua. Sería necesario valorar si sería suficiente con las existentes o tendría que construirse alguna más.

### 10.2.4 Feed water heaters (FWH)

En ellos tiene lugar el intercambio de calor. En el sangrado de las turbinas de esta central se han considerado cerrados, de tipo tubo-carcasa, con recirculación hacia adelante. También han sido considerados ideales, es decir, isobáricos.

### 10.2.5 SCR, FGD

A la hora de tratar ciertos compuestos presentes en el combustible que son perjudiciales para el medio ambiente, ha sido demostrado que el FGD o sistema de Desulfuración de Gases de Combustión es muy adecuado ya que impulsa las reacciones necesarias para retener el  $\text{SO}_2$  generado en la combustión y también es una ayuda para retener parte del mercurio [15].

La tecnología SCR (Reducción Catalítica Selectiva) reduce los óxidos de nitrógeno originados durante la combustión, así como también contribuye a frenar los efectos del mercurio.

En consecuencia, podría ser interesante estudiar la implementación de estos sistemas para hacer la central más limpia.

#### 10.2.6 Precalentador de aire

Será necesario disponer de un precalentador de aire que eleve la temperatura del aire atmosférico que entra en la caldera.

#### 10.2.7 SEGURIDAD

- Calidad del agua

Es necesario mantener el agua en unos niveles de calidad adecuados para evitar averías (sólidos, pH, materia orgánica, conductividad eléctrica...), ya que la maquinaria podría sufrir daños y las paradas de limpieza y mantenimiento deben ser lo menos frecuentes si se busca que la instalación sea rentable y eficiente.

Otro problema que se presenta y que es exclusivo de las instalaciones supercríticas es la aparición de lodos por la ausencia de calderín. Esto se evita con unos filtros recubiertos de resina de intercambio iónico que disminuyen la conductividad eléctrica del agua [16].

Por otro lado, esta central se refrigera por circuito abierto de agua de mar, que acaba siendo devuelta al Mediterráneo. En consecuencia, es imperativo controlar las condiciones de temperatura y cantidad de cloro con que retorna, para cumplir con los requerimientos medioambientales.

- Sobrecalentamiento de los tubos

Para llegar al mismo sistema de circulación natural de agua que se tiene en las centrales subcríticas sin perder la refrigeración y sobrecalentar los tubos, se ha reducido el flujo másico mediante el uso de tubos corrugados.

## 10.3 RESULTADOS DE LECKNER

Emisividad a presión parcial cero (referencia)

$$p_0 := 1 \text{ bar} \quad p a L_0 := 1 \text{ bar} \cdot \text{cm} \quad T_0 := 1000 \text{ K}$$

$$c_{\text{H}_2\text{O}} := \begin{pmatrix} -2.2118 & -1.1987 & 0.035596 \\ 0.85667 & 0.93048 & -0.14391 \\ -0.10838 & -0.17156 & 0.045915 \end{pmatrix}$$

$$\varepsilon_{0\text{H}_2\text{O}}(T_g, p_a, L_m) := \exp \left[ \sum_{i=0}^2 \sum_{j=0}^2 \left[ c_{\text{H}_2\text{O}, i, j} \cdot \left( \frac{T_g}{T_0} \right)^j \cdot \log \left( \frac{p_a \cdot L_m}{p a L_0} \right)^i \right] \right]$$

$$c_{\text{CO}_2} := \begin{pmatrix} -3.9893 & 2.7669 & -2.1081 & 0.39163 \\ 1.2710 & -1.1090 & 1.0195 & -0.21897 \\ -0.23678 & 0.19731 & -0.19544 & 0.044644 \end{pmatrix}$$

$$\varepsilon_{0\text{H}_2\text{O}}(T_g, 1 \text{ bar} \cdot X_{\text{n.H}_2\text{O.w}}, L_m) = 0.235$$

$$\varepsilon_{0\text{CO}_2}(T_g, p_a, L_m) := \exp \left[ \sum_{i=0}^2 \sum_{j=0}^3 \left[ c_{\text{CO}_2, i, j} \cdot \left( \frac{T_g}{T_0} \right)^j \cdot \log \left( \frac{p_a \cdot L_m}{p a L_0} \right)^i \right] \right]$$

$$\varepsilon_{0\text{CO}_2}(T_g, 1 \text{ bar} \cdot X_{\text{n.w.CO}_2}, L_m) = 0.124$$

constantes de correlación de emisividad total para el agua

Presión efectiva, PE

$$P_{\text{EH}_2\text{O}}(p, p_a, T_g) := \frac{p + 2.56 \cdot \frac{p_a}{\sqrt{\frac{T_g}{T_0}}}}{p_0}$$

Longitud máxima de campo

$$p a L_{\text{mH}_2\text{O}}(T_g) := 13.2 \cdot p a L_0 \cdot \left( \frac{T_g}{T_0} \right)^2$$

coeficientes de comportamiento asintótico para el agua

$$a_{\text{H}_2\text{O}}(T_g) := \begin{cases} 2.144 & \text{if } \left( \frac{T_g}{T_0} \right) < 0.75 \\ \left( 1.88 - 2.0553 \cdot \log \left( \frac{T_g}{T_0} \right) \right) & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$b_{\text{H}_2\text{O}}(T_g) := \frac{1.1}{\left( \frac{T_g}{T_0} \right)^{1.4}}$$

$$c_{\text{coeffH}_2\text{O}} := 0.5$$

$$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}(T_g, p, p_a, L_m) := \varepsilon_{0\text{H}_2\text{O}}(T_g, p_a, L_m) \cdot \left[ 1 - \frac{(a_{\text{H}_2\text{O}}(T_g) - 1) \cdot (1 - P_{\text{EH}_2\text{O}}(p, p_a, T_g))}{a_{\text{H}_2\text{O}}(T_g) + b_{\text{H}_2\text{O}}(T_g) - 1 + P_{\text{EH}_2\text{O}}(p, p_a, T_g)} \cdot \exp \left[ -c_{\text{coeffH}_2\text{O}} \cdot \log \left( \frac{p a L_{\text{mH}_2\text{O}}(T_g)}{p_a \cdot L_m} \right)^2 \right] \right]$$

$$\varepsilon_{0\text{H}_2\text{O}}(T_g, 1 \text{ bar} \cdot X_{\text{n.H}_2\text{O.w}}, L_m) = 0.235$$

$$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}(T_g, 1 \text{ bar}, 1 \text{ bar} \cdot X_{\text{n.H}_2\text{O.w}}, L_m) = 0.24$$

constantes de correlacion de emisividad total para el CO2

Presión efectiva, PE

Longitud máxima de campo

$$P_{\text{ECO2}}(p, p_a) := \frac{p + 0.28 \cdot p_a}{p_0}$$

coeficientes de comportamiento asintótico para el CO2

$$a_{\text{CO2}}(T_g) := 1 + \frac{0.1}{\left(\frac{T_g}{T_0}\right)^{1.45}}$$

$$b_{\text{CO2}} := 0.23 \quad c_{\text{coeffCO2}} := 1.47$$

$$paL_{\text{mCO2}}(T_g) := \begin{cases} \left[ paL_0 \cdot \left[ \frac{0.054}{\left(\frac{T_g}{T_0}\right)^2} \right] \right] & \text{if } \left(\frac{T_g}{T_0}\right) < 0.7 \\ \left[ paL_0 \cdot 0.225 \left(\frac{T_g}{T_0}\right)^2 \right] & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\varepsilon_{\text{CO2}}(T_g, p, p_a, L_m) := \varepsilon_{0\text{CO2}}(T_g, p_a, L_m) \cdot \left[ 1 - \frac{(a_{\text{CO2}}(T_g) - 1) \cdot (1 - P_{\text{ECO2}}(p, p_a))}{a_{\text{CO2}}(T_g) + b_{\text{CO2}} - 1 + P_{\text{ECO2}}(p, p_a)} \cdot \exp \left[ -c_{\text{coeffCO2}} \cdot \log \left( \frac{paL_{\text{mCO2}}(T_g)^2}{p_a \cdot L_m} \right) \right] \right]$$

$$\varepsilon_{0\text{CO2}}(T_g, 1\text{bar} \cdot X_{\text{n.w.CO2}}, L_m) = 0.124$$

$$\varepsilon_{\text{CO2}}(T_g, 1\text{bar}, 1\text{bar} \cdot X_{\text{n.w.CO2}}, L_m) = 0.124$$

SOLAPAMIENTO DE BANDAS

$$\zeta(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}}) := \frac{p_{\text{H2O}}}{p_{\text{H2O}} + p_{\text{CO2}}}$$

$$\Delta\varepsilon(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}}, L_m) := \left( \frac{\zeta(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}})}{10.7 + 101 \cdot \zeta(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}})} - 0.0089 \cdot \zeta(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}})^{10.4} \right) \cdot \left[ \log \left( \frac{(p_{\text{H2O}} + p_{\text{CO2}}) \cdot L_m}{paL_0} \right) \right]^{2.76}$$

$$\Delta\varepsilon(1\text{bar} \cdot X_{\text{n.H2O.w}}, 1\text{bar} \cdot X_{\text{n.w.CO2}}, L_m) = 0.079$$

EMISIVIDAD TOTAL MEZCLA (INCLUIAMOS TANTO CENIZA COMO HOLLIN)

$$\varepsilon_{\text{CEN}} := 0.22$$

$$\varepsilon_{\text{HOLL}} := 0.1$$

$$\varepsilon_g(T_g, p, p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}}, L_m) := \varepsilon_{\text{H2O}}(T_g, p, p_{\text{H2O}}, L_m) + \varepsilon_{\text{CO2}}(T_g, p, p_{\text{CO2}}, L_m) + \varepsilon_{\text{CEN}} + \varepsilon_{\text{HOLL}} - \Delta\varepsilon(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}}, L_m) \cdot \varepsilon_{\text{CEN}} - \Delta\varepsilon(p_{\text{H2O}}, p_{\text{CO2}}, L_m) \cdot \varepsilon_{\text{HOLL}}$$

$$\varepsilon_g(T_g, 1\text{bar}, 1\text{bar} \cdot X_{\text{n.H2O.w}}, 1\text{bar} \cdot X_{\text{n.w.CO2}}, L_m) = 0.662$$

## 10.4 LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Pág.5

Figura 2. Disposición simplificada de los tubos. Pág.6

Figura 3. Evolución anual de los proyectos de captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>.

Pág.11

Figura 4. Oxicombustión. Pág.12

Figura 5. Planta de carbón pulverizado con oxidación. Pág.13  
 Figura 6. Diagrama T-s del agua explicativo para el punto crítico. Pág.23  
 Figura 7. Ciclo en Termograf. Pág.24  
 Figura 8. Ciclo en Visio. Pág.26  
 Figura 9. Detalle de la caldera en Visio. Pág. 28  
 Figura 10. Diagrama del proceso de cálculo hecho en Visio. Pág.39

## 10.5 LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Comparación de tecnologías de generación eléctrica. Pág.4  
 Tabla 2. Composición del combustible. Pág.14  
 Tabla 3. Composición de los humos de combustión. Pág.18  
 Tabla 4. Composición HCM12 (12Cr-MoVNbW). Pág. 21  
 Tabla 5. Composición P335 N. Pág.21  
 Tabla 6. Composición HII P265 GH. Pág.21  
 Tabla 7. Resultado del estudio de los materiales. Pág. 22  
 Tabla 8. Caracterización de cada estado. Págs.28-29  
 Tabla 9. Resultados del ciclo. Pág.35  
 Tabla 10. Datos supuestos y constantes para el proceso iterativo. Pág.38  
 Tabla 11. Ecuaciones para el balance térmico de la caldera. Pág. 40  
 Tabla 12. Tabla de ecuaciones para el dimensionamiento de la caldera. Págs. 40-41  
 Tabla 13. Ecuaciones para la transferencia de calor en los tubos. Pág.41  
 Tabla 14. Ecuaciones del modelo de mezcla completa y de superficie moteada. Págs. 41-42  
 Tabla 15. Ecuaciones adimensionales. Pág. 42  
 Tabla 16. Ecuaciones del balance de calor en la caldera. Pág.43  
 Tabla 17. Comprobación del deterioro de la transferencia de calor. Pág.43  
 Tabla 18. Propiedades del fluido en la caldera. Pág.44  
 Tabla 19. Resultado dimensionamiento del hogar de la caldera. Pág.45  
 Tabla 20. Presupuesto de la adaptación. Pág.51

## 10.6 DIAGRAMA



